
Analyse Procédé de quelques opérations génériques

1. Introduction

Dans le chapitre 2, la méthodologie d'audit énergétique de procédés a été décrite en détail. Cette méthodologie est générique et peut s'appliquer sur tous les secteurs industriels. Pour montrer sa généralité, et en particulier sa première étape, une « Analyse Procédé » de certaines opérations génériques sera présentée dans ce chapitre. Ces opérations peuvent être retrouvées dans des processus de fabrication d'une multitude de produits industriels.

2. Concentration de produits liquides

L'opération de concentration de produits liquides est appliquée dans les procédés de fabrication de différents types de produits, comme le lait, le lactosérum, les effluents provenant de l'Industrie Agro Alimentaire (IAA), la métallurgie, la chimie, et d'autres secteurs industriels. Il s'agit donc d'une opération générique qui peut s'appliquer à plusieurs types de produits. Il est nécessaire de modéliser cette opération selon les critères de qualité des produits, et de la productivité des systèmes de fabrication, en vue de déterminer les Meilleurs Procédés de Transformation (MPT) disponibles.

2.1. Analyse moléculaire

La qualité du produit sortant d'une opération de concentration se mesure par le taux de concentration en matières sèches, donné par l'équation (3.1). Cependant, la concentration du produit à l'entrée s'avère importante aussi. Les deux données de concentration (entrée, sortie) étant variables d'un produit à un autre, et d'une usine à une autre, l'étude doit prendre en considération alors la quantité d'eau éliminée. Cette quantité est donnée par l'équation (3.2).

$$C = \frac{m_{ms}}{m_t} \quad (3.1)$$

Avec C la concentration en matières sèches du produit en question, m la masse et les indices :

- ms pour matières sèches
- t pour totale

$$m_{ee} = m_e \left(1 - \frac{C_e}{C_s} \right) \quad (3.2)$$

Avec :

- m_{ee} la masse d'eau éliminée
- m_e la masse totale du produit à l'entrée du système (eau + matières sèches)

- C_e et C_s respectivement les concentrations en matières sèches à l'entrée et à la sortie du système

Le critère de qualité demandé est alors fixé par la concentration finale requise et la concentration initiale. Il s'agit à présent de déterminer le(s) critère(s) de productivité. Ce(s) dernier(s) est(sont) fixé(s) par le débit de produit entrant qui, en le combinant aux taux de concentration d'entrée et de sortie, donnera le débit d'eau éliminée requis pour assurer le critère de productivité. Une fois les critères de qualité et de productivité fixés, il faut déterminer les méthodes de transformation existantes pouvant respecter ces critères. Dans le cas de la concentration, deux méthodes existent et sont largement utilisées dans l'industrie : la filtration membranaire [BOU06] et l'évaporation [LEL92].

2.1.1. Concentration par membranes

Une membrane est une barrière matérielle qui permet le passage sélectif de certains composés du fluide à traiter, sous l'action d'une force motrice comme un gradient de pression, un potentiel électrique ou un potentiel chimique [AIM04]. Selon le type de la membrane (film polymère, céramique ou métallique), l'application peut varier de la concentration en protéines pour des produits alimentaires par exemple, à la concentration en matières sèches comme pour des effluents ou autres produits. Les technologies de séparation membranaire sont nombreuses : la microfiltration, la NanoFiltration (NF), l'ultrafiltration, l'Osmose Inverse (OI), l'électrodialyse, la pervaporation, et la perméation gazeuse. Cette partie de l'étude traite de la concentration en matières sèches.

La performance de la filtration par membrane peut être mesurée par le Facteur de Réduction Volumique (FRV) donné par l'équation (3.3). Dans le cas d'une concentration en matières sèches, le FRV peut être calculé aussi à partir des concentrations initiales en supposant que les pertes en matières sèches à travers la membrane sont nulles, et aussi que le volume total est conservé. Par la suite, le FRV peut être calculé par l'équation (3.4).

$$FRV = \frac{V_i}{V_f} \quad (3.3)$$

Avec :

- V_i le volume initial de produit à concentrer
- V_f le volume final de produit concentré

En supposant une conservation des matières sèches et du volume total, l'équation devient

$$FRV = \frac{C_s}{C_e} \quad (3.4)$$

Pour déterminer l'utilité de la séparation membranaire pour une application donnée, il faut vérifier que cette méthode de transformation permet de respecter la qualité du produit et la productivité du système de production. Comme ces critères dépendent souvent de l'application et/ou du site de production, il s'agit de déterminer un critère général. Ce critère n'est autre que le facteur de concentration, permettant de mesurer la performance de la technologie par rapport aux critères de qualité et de productivité.

En effet, selon les technologies membranaires, les FRV peuvent varier [AIM04]. L'OI et la NF (les deux technologies principalement utilisées pour la concentration en matières sèches) peuvent atteindre des FRV de 3 et de 4 respectivement. Par la suite, pour une opération de concentration dont le FRV est inférieur ou égal à 4, les technologies membranaires peuvent respecter les critères de qualité de produit.

2.1.2. Concentration par évaporation

La concentration par évaporation consiste à évaporer une partie de l'eau contenue dans la solution à concentrer, de manière à augmenter la concentration de celle-ci. Dans le cas d'une concentration par évaporation, la performance de la transformation par rapport à la qualité du produit se mesure aussi par la quantité d'eau éliminée, qui est dans ce cas la quantité d'eau évaporée. Cette quantité est calculée par l'équation (3.2). Cette méthode de transformation nécessite un apport thermique pour évaporer l'eau, et par la suite elle peut affecter la qualité dans le cas où certains produits ne doivent pas être exposés à des températures élevées pendant un certain temps. Dans ce cas, un facteur s'ajoute à la qualité du produit, ce facteur étant le couple (Température-Temps) maximal pouvant être atteint par le produit. Ce facteur ne représente pas un facteur bloquant pour l'utilisation de la méthode de concentration [LEL92] par évaporation, mais influe sur le dimensionnement et la conception des évaporateurs.

La productivité de l'usine est mesurée par le débit de produit à concentrer, associé aux concentrations initiale et finale en matières sèches. Il s'agit donc du débit d'eau éliminée. Par ailleurs, des critères spécifiques de productivité dépendant directement de l'entreprise peuvent être rencontrés.

2.1.3. Calcul de l'EMR

Pour calculer l'Energie Minimale Requise pour la transformation du produit en respectant les critères de qualité et de productivité requis, il s'agit de comparer les deux méthodes de transformation déjà citées, et comparer leurs consommations énergétiques requises. En d'autres termes, il faut déterminer les forces motrices de chacune des deux méthodes, et ensuite déterminer le minimum d'énergie requis pour assurer cette force motrice.

➤ Concentration membranaire

La force motrice d'une concentration par membranes (NF ou OI) est le gradient de pression trans-membranaire (ΔP_{TM}). Le ΔP_{TM} minimum permet alors de déterminer la consommation énergétique nécessaire de l'opération (énergie mécanique dans ce cas). Par contre, cette grandeur dépend directement de la membrane utilisée. Pour déterminer l'EMR, il est donc nécessaire de déterminer la consommation énergétique des technologies permettant ce type de concentration, pour ne pas avoir à analyser la totalité des technologies de membranes existantes. En effet, Aïmar et al. citent des consommations énergétiques types pour la NF et l'OI. Pour la NF la consommation varie de **3 à 7 kWh/m³** de perméat (le perméat représentant la quantité d'eau éliminée). Pour l'OI la consommation énergétique varie de **7 à 40 kWh/m³** de perméat.

Finalement, pour déterminer l'énergie requise pour la concentration du produit par la méthode de transformation membranaire, il faut prendre la qualité du produit et la productivité du système de production comme critères de base. Les conclusions suivantes peuvent alors être tirées :

- pour un FRV requis inférieur à 4, la consommation énergétique requise est comprise entre 3 et 7 kWh/m³ d'eau éliminée, ou entre 10,8 et 25,2 kJ/kg_ee (kg d'eau éliminée)
- pour un FRV requis inférieur à 3, l'OI peut être utilisée, dans ce cas la consommation énergétique est comprise entre 25,2 et 144 kJ/ kg_ee.

La NF permet une qualité de produit (mesurée par la FRV) supérieure à celle permise par l'OI. En même temps, elle permet une consommation énergétique minimale. Par contre, si pour une raison de productivité (culture d'entreprise, différence de compacité des technologies, etc.) il est nécessaire d'utiliser l'OI ; alors l'EMR pour assurer la qualité et la productivité serait celle de l'OI. L' étude permet le choix de la méthode de transformation la plus efficace respectant les deux critères de base de l'Analyse Procédé : la qualité de produit

et la productivité de l'usine. L'énergie nécessaire pour la concentration par membrane se calcule alors comme suit :

- Si $FRV < 4$ et NF permise $\Rightarrow EMR_m = 10,8 \text{ kJ}_{\text{mécanique}}/\text{kg}_{\text{ee}}$ (ee pour eau éliminée).
- Si $FRV < 3$ et NF non permise $\Rightarrow EMR_m = 25,2 \text{ kJ}_{\text{mécanique}}/\text{kg}_{\text{ee}}$.

Avec EMR_m pour Energie Minimale Requise pour la **concentration par membrane**.

Par ailleurs, une étude doit être menée sur la deuxième méthode de transformation possible pour ce procédé, l'évaporation. A la suite de cette étude, une comparaison des différentes méthodes de transformation ainsi que des technologies existantes permettra de déterminer l'EMR (ou une équation de l'EMR).

➤ Concentration par évaporation

La force motrice de ce type de concentration est l'énergie thermique nécessaire pour évaporer l'eau. Pour calculer l'EMR, il faut étudier l'évolution du produit au cours de cette transformation. Pour cela, il faut définir les entrées et les sorties du système, et ensuite calculer l'énergie fournie. Ce système de concentration par évaporation est représenté à la Figure 3-1. Il est rappelé que, dans cette phase de l'étude, les technologies et différentes installations ne sont pas étudiées mais uniquement l'évolution du produit au cours de cette transformation.

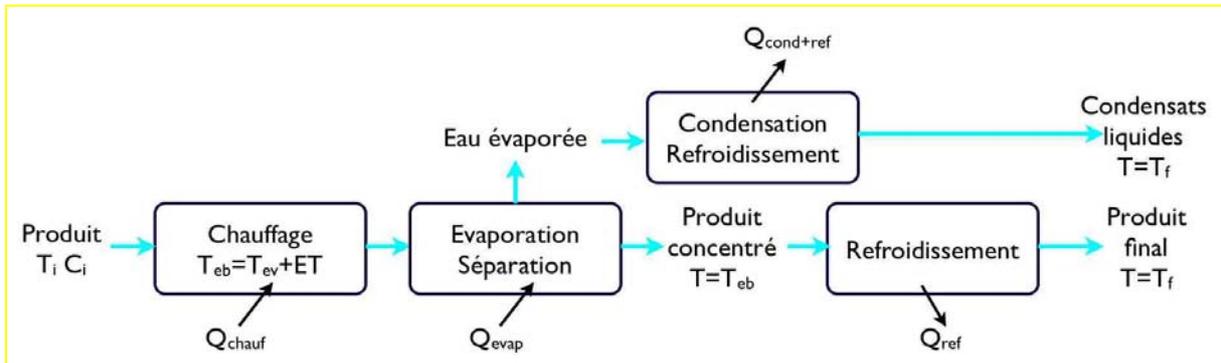


Figure 3-1. Procédé de concentration par évaporation (description de l'évolution du produit)

Avec :

- ET écart de température d'ébullition
- Q_{evap} la quantité de chaleur nécessaire à l'évaporation de la quantité d'eau nécessaire
- Q_{chauf} la quantité de chaleur nécessaire au chauffage du produit à la température d'évaporation
- $Q_{\text{cond+ref}}$ la quantité de chaleur fournie par la condensation et le refroidissement des buées
- Q_{ref} la quantité de chaleur fournie par le refroidissement du produit concentré

Généralement les températures de refroidissement finales des condensats liquides et du produit final sont égales à la température d'entrée du produit, ce qui implique que la somme des quantités de chaleur nécessaires au chauffage et à l'évaporation du produit ($Q_{\text{chauf}} + Q_{\text{evap}}$) est égale à la somme des quantités de chaleur fournies par la condensation et refroidissement des buées et par le refroidissement du produit concentré ($Q_{\text{cond+ref}} + Q_{\text{ref}}$). Par contre, pour récupérer la chaleur latente de changement de phase, il faut un écart de température fini. Pour cela, l'énergie minimale requise est l'énergie nécessaire à la création de cet écart de température, mesurable par un calcul exergétique. L'introduction d'une Compression Mécanique de Vapeur (CMV) est une option intéressante énergétiquement, sa

consommation revient à l'exergie nécessaire pour créer l'écart de température nécessaire pour assurer la récupération de l'énergie contenue dans les buées chaudes. Le schéma de principe d'un tel procédé est présenté à la Figure 3-2. Par ailleurs, l'écart de température nécessaire peut être assuré par la diminution de la température d'évaporation d'une partie du produit par rapport à la température initiale, créant ainsi l'écart requis. Ce procédé est appelé concentration à multiples effets, et son analyse énergétique et exergetique, ainsi que celle de la CMV seront présentées dans le paragraphe suivant.

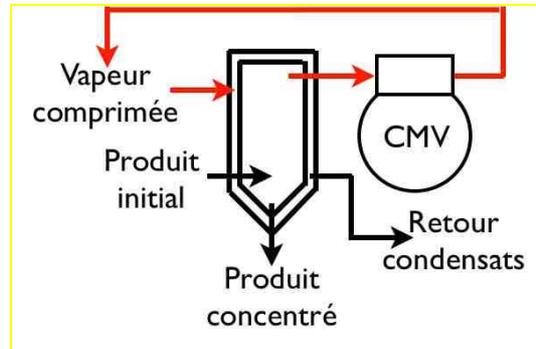


Figure 3-2. Schéma de principe d'une compression mécanique de vapeur appliquée à l'évaporation

Par ailleurs, lorsqu'un usage externe de l'énergie contenue dans les buées est possible, l'augmentation du niveau de température de ces dernières n'est pas nécessaire, dans ce cas cette opération fera l'objet d'une intégration dans un système global.

Les critères de productivité sont aussi dans ce cas directement liés au débit d'eau éliminée. Cependant, il reste des critères de productivité qui dépendent directement de l'industriel et qui sont spécifiques. Par ailleurs, une fois la consommation minimale de la concentration par évaporation déterminée, une comparaison doit être introduite entre les deux modes de transformation.

2.2. Analyses énergétique et exergetique

Comme déjà montré lors du calcul de l'EMR, cette dernière peut varier selon la qualité du produit et les critères de productivité requis. Cette variation entraîne un changement de la méthode de transformation. Il s'agit donc de déterminer la consommation minimale selon les différentes méthodes de transformation.

➤ Concentration par membrane

Comme déjà montré dans le paragraphe 2.1.3, dans le cas où la meilleure méthode de concentration est la concentration par membrane (voir organigramme de décision **Erreur ! Source du renvoi introuvable.**), l'EMR est déterminée selon la technologie de membrane utilisée, puisque la force motrice de la transformation dépend directement de la technologie utilisée. Par la suite la consommation optimale correspond à l'EMR, et possède la même valeur en énergie électrique.

➤ Concentration par évaporation

Dans le cas d'une concentration par évaporation, et pour déterminer le système consommant le moins d'énergie, il est important d'étudier les courbes composites du produit. Pour ce faire, un exemple de concentration de lactosérum, avec les hypothèses ci-après sera traité. Cet exemple peut ensuite servir de modèle de calcul pour d'autres types de produits, en adaptant les différents paramètres.

- Ecart de température d'ébullition de 5 K. Cet écart correspond à un produit de concentration particulière (12 % de matières sèches). En effet, l'étude présentée traite d'un exemple de cas particulier, pouvant être généralisé. Lors d'une étude se

confrontant à un autre cas, il suffit de changer les valeurs particulières sur le modèle de calcul pour adapter les résultats.

- L'évaporation de l'eau se fait à la température de saturation de celle-ci à la pression atmosphérique (100 °C).
- Les pertes énergétiques par les parois de l'évaporateur (convection et rayonnement) sont négligeables.
- Les pertes massiques de la vapeur d'eau éliminée de la solution sont nulles.
- Facteur de Réduction Volumique, FRV = 5.
- Les différentes consommations sont toutes rapportées à l'unité de masse d'eau évaporée.
- En utilisant le FRV et la masse d'eau éliminée, les masses initiale et finale de lactosérum, ainsi que les concentrations sont calculées ; les valeurs sont données au Tableau 3-1.
- La chaleur massique du lactosérum liquide (c_p) est égale à celle du lait [ENG08], et sa variation avec la variation de la concentration est proportionnelle à la variation de la concentration en masse des matières sèches.
- $\Delta T_{\min} = 10 \text{ K}$.

Tableau 3-1. Flux chauds et froids pour la concentration de lactosérum

Flux	Opération	m (kg/kg_ee)	T_e (°C)	T_s (°C)	c_p (kJ/kg.K)	ΔH (kJ/kg_ee)
Froids	Chauffage Lactosérum	1,25	5	105	3,77	471,3
	Evaporation	1	100	100	--	2256,8
Chauds	Refroidissement Lactosérum concentré	0,25	105	5	2,13	-94,3
	Condensation buées	1	100	100	--	-2229,93
	Refroidissement condensats	1	100	15	4,18	-355,3

Selon la définition introduite par la méthode du pincement, les variations d'enthalpie des différents flux sont calculées selon l'équation (1.1), et par la variation de l'enthalpie du flux pour le changement de phase. La consommation énergétique du procédé est alors de 2 324 $\text{kJ}_{\text{ch}}/\text{kg}_{\text{ee}}$. La valeur élevée de cette consommation énergétique s'explique par les températures égales de l'évaporation et de la condensation des buées. En effet, ces températures sont toutes les deux égales à 100 °C, et l'énergie disponible dans les buées est uniquement récupérable pour chauffer le lactosérum de 5 à 100 °C. Pour mieux comprendre et visualiser l'effet des niveaux de température auxquels sont disponibles les différents flux énergétiques du procédé, il faut étudier la Grande Courbe Composite (GCC) [LIN98]. Les CC et la GCC sont toutes les deux présentées à la Figure 3-3.

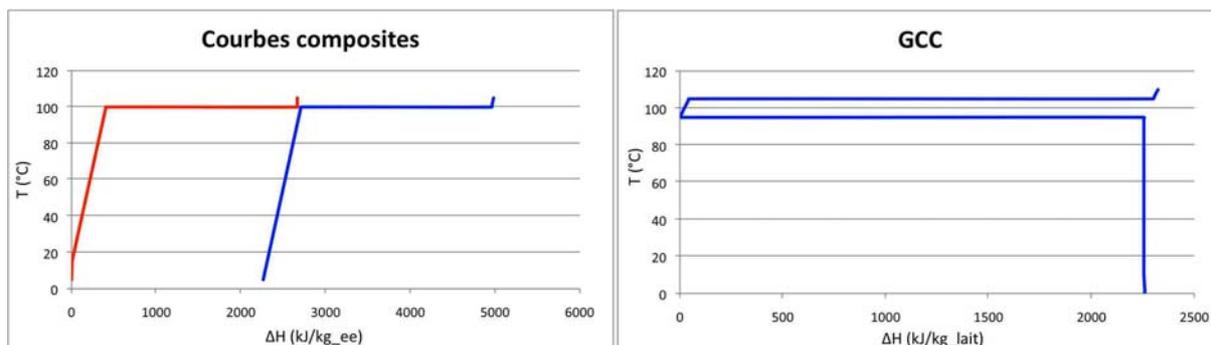


Figure 3-3. GCC de la concentration de lactosérum

L'EMR sert à identifier les raisons de la grande consommation énergétique de ce procédé. En effet, l'EMR calculée par l'équation **Erreur ! Source du renvoi introuvable.** prend uniquement en compte la variation de l'énergie interne entre l'entrée et la sortie du procédé, et suppose une récupération totale de l'énergie existante dans les buées. Par contre, une analyse exergétique montre que cette énergie ne peut être totalement récupérée. Ceci est dû aux niveaux de température égaux qui imposent des niveaux d'énergie égaux et une impossibilité pratique d'échange thermique. Il s'agit donc, et pour se rapprocher de l'EMR, de modifier le procédé de sorte à permettre la récupération de l'énergie existante dans les buées. Ceci revient à une optimisation horizontale par modification du procédé (voir chapitre 2).

Une quantité d'énergie disponible (correspondant à la condensation de la buée) et un besoin en énergie thermique (correspondant à l'évaporation du lactosérum) forment deux paliers énergétiques de part et d'autre du pincement. La récupération énergétique par échange direct est donc impossible. Pour diminuer la consommation énergétique du système, il faut donc développer un moyen permettant cette récupération énergétique.

2.2.1. Optimisation horizontale

Pour récupérer l'énergie contenue dans les buées, il faut effectuer une évaporation à plusieurs étages appelés effets. La pression du produit est diminuée entre l'effet i et l'effet $i+1$ dans le but d'évaporer ce dernier à une température de saturation inférieure, permettant ainsi l'échange de chaleur entre les buées sortant de l'effet i et le produit à l'effet $i+1$. Le principe de fonctionnement est décrit à la Figure 3-4 qui présente un exemple de concentration à 4 effets. Pour étudier la consommation de ce type de concentration par évaporation, le même produit (lactosérum) sera étudié avec les mêmes caractéristiques de qualité. Il est à noter que théoriquement le nombre d'effets peut être infini, mais ceci nécessitera un coût d'investissement infini, représenté par le nombre d'évaporateurs. Dans le marché, les installations de concentration par multiples effets varient entre 3 et 6 effets [LEL92].

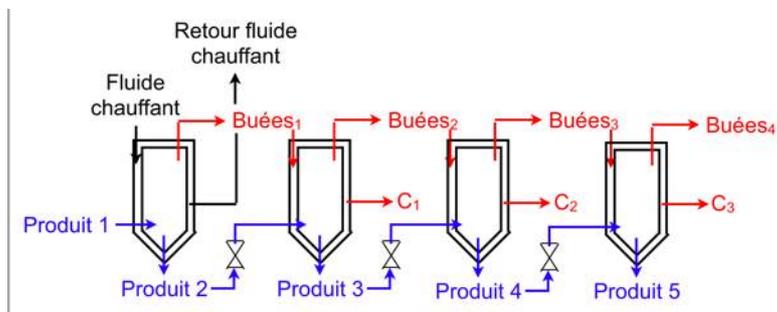


Figure 3-4. Principe de fonctionnement d'un concentrateur à multiples effets

Avec C_i les condensats résultant de la condensation des Buées $_i$.

Tableau 3-2. Flux énergétiques du procédé de concentration de lactosérum à 4 effets

Flux	Opération	Produit	m (kg/kg_ee)	Te (°C)	Ts (°C)	c _p (kJ/kg.K)	ΔH (kJ/kg_ee)
Froids	Chauffage Produit 1	Produit 1	1,25	5	105	3,77	471,25
	1 ^{er} effet évaporation	Produit 1	0,25	100	100	--	564,16
	2 ^{ème} effet évaporation	Produit 2	0,23	90	90	--	528,44
	3 ^{ème} effet évaporation	Produit 3	0,24	80	80	--	545,53
	4 ^{ème} effet évaporation	Produit 4	0,24	70	70	--	562,27
Chauds	Refroidissement	Produit 5	0,25	70	5	2,13	-34,61
	2 ^{ème} effet condensation	Buées 1	0,25	100	100	--	-564,17
		Condensats 1	0,25	100	15	4,18	-88,83
	3 ^{ème} effet condensation	Buées 2	0,25	90	90	--	-570,67
		Condensats 2	0,25	90	15	4,18	-78,38
	4 ^{ème} effet condensation	Buées 3	0,25	80	80	--	-577,04
		Condensats 3	0,25	80	15	4,18	-67,93
	Buées restantes	Buées 4	0,25	70	70	--	-583,27
Condensats 4		0,25	70	15	4,18	-57,48	

Les flux du procédé sont présentés au Tableau 3-2, les courbes composites à la Figure 3-5. Selon la définition introduite par la méthode du pincement, les variations d'enthalpie des différents flux sont calculées selon l'équation (1.1). Pour maintenir le même pincement (10 K dans ce cas), la différence de pression entre l'effet i et l'effet $i+1$ de sorte à ce que la température de saturation de l'eau à l'effet $i+1$ soit inférieure à celle de l'effet i d'une valeur égale à ΔT_{\min} .

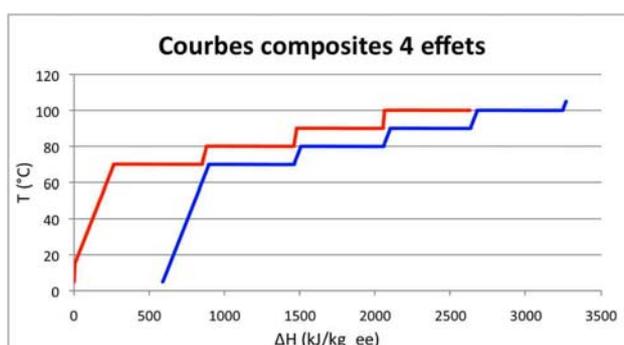


Figure 3-5. Courbes Composites de la concentration à 4 effets du lactosérum

La consommation en énergie calorifique du système est de l'ordre de 638 kJ/kg_ee. Cette consommation est due au premier effet où la température d'évaporation est de 100 °C, et par conséquent l'évaporation de cet effet n'est pas possible à l'aide de vapeurs récupérées du procédé. L'analyse exergétique de la GCCNE montre que l'exergie demandée par le procédé est diminuée horizontalement, mais augmentée verticalement. La comparaison est présentée à la Figure 3-6. La concentration à multiples effets implique un besoin exergétique du procédé de l'ordre de 144 kJ/kg_ee, tandis que la concentration à simple effet implique une demande exergétique de l'ordre de 530 kJ/kg_ee.

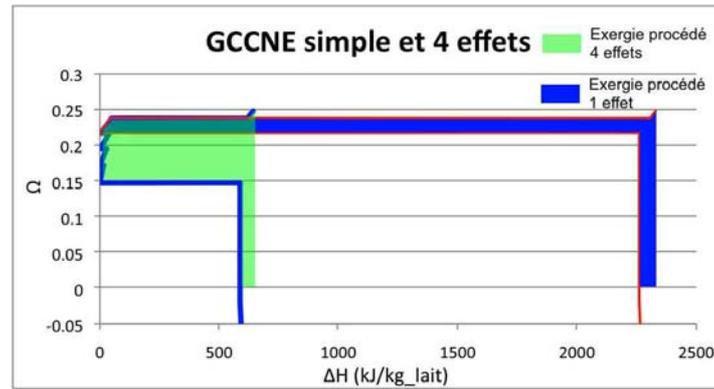


Figure 3-6. GCCNE de la concentration à simple et 4 effets

Dans ce cas, l'optimisation horizontale et l'optimisation verticale sont liées. Il faut donc effectuer ces deux optimisations en parallèle. Par ailleurs, l'optimisation verticale serait introduite par une installation d'une PAC servant à récupérer la chaleur présente dans les buées pour la restituer à une température supérieure. L'étude sera donc menée sur la concentration à simple effet. Ensuite l'influence des effets supplémentaires sera introduite.

2.2.2. Optimisation verticale par Pompe à Chaleur

La grandeur mesurant la performance d'une PAC est le Coefficient de Performance (COP). Il s'agit donc de déterminer le COP idéal de Carnot (COP_c) en vue de calculer plus tard le COP réel. En effet, les deux COP sont liés par l'équation (3.5). Il faut donc déterminer le COP_c de la PAC à installer, pour l'associer plus tard à un rendement exergétique en vue de déterminer le COP réel.

$$COP = \eta_{ex} COP_c \quad (3.5)$$

➤ Estimation du COP_c

Il s'agit de déterminer à partir des courbes composites le COP_c de la PAC à installer. En effet, le COP_c est donné par l'équation (3.6). Il peut être aussi calculé à partir des niveaux d'énergie. Ce calcul est présenté par l'équation (3.8), déduite de la somme des niveaux d'énergie de la source et du puits, le calcul des niveaux d'énergie est donné par l'équation (3.7) ([LEG79], [FEN97]). La Grande Courbe Composite des Niveaux d'Énergie (GCCNE) sert à visualiser le COP_c d'une éventuelle PAC intégrée sur le procédé (voir Figure 3-7).

$$COP_c = \frac{T_{pu}}{T_{pu} - T_{so}} \quad (3.6)$$

$$\Omega = 1 - \frac{T_0}{T} \quad (3.7)$$

$$COP_c = \frac{(1 - \Omega_{so})}{\Omega_{pu} - \Omega_{so}} \quad (3.8)$$

Avec

- Ω pour le niveau d'énergie
- T_0 la température de l'environnement (la valeur de 15 °C est utilisée pour T_0 en France [LEG79])

Et les indices :

- so pour la source de chaleur (dans ce cas la source correspond à l'évaporation du lactosérum)
- pu pour le puits de chaleur (dans ce cas le puits de chaleur correspond à la condensation des buées).

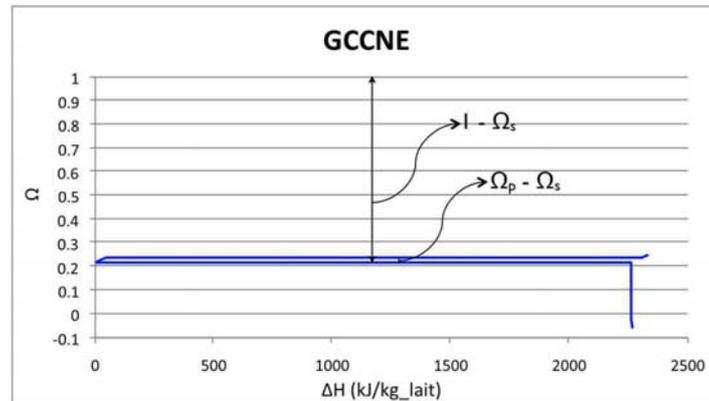


Figure 3-7. Représentation du COP_c par la GCCNE.

En introduisant l'équation (3.8), une visualisation graphique du COP_c d'une PAC intégrée sur le procédé est possible. Ce COP_c , associé à un rendement exergetique, sert alors en première estimation à déterminer la rentabilité de la PAC sans la nécessité d'une conception du système. Cette équation est générique et peut s'appliquer à tout type de procédé, à condition de respecter les pincements d'utilités ou « utility pinch » [LIN98], c'est-à-dire les pincements existants au niveau des échangeurs utilité-produit (dans ce cas l'utilité est la PAC). Pour la concentration, la PAC pouvant être introduite est une PAC à circuit ouvert appelée aussi Compression Mécanique de Vapeur (CMV). Dans une PAC à circuit ouvert, le fluide servant de source et de puits de chaleur est le même, et il sera utilisé comme fluide frigorigène (dans ce cas c'est l'eau).

➤ Détermination du cycle de Carnot équivalent

Pour prendre en compte les pertes exergetiques liées à l'échange de chaleur entre le fluide frigorigène de la PAC et le produit, il faut déterminer les paliers de condensation et d'évaporation de la PAC. Pour une CMV, l'évaporation du frigorigène est en effet confondue avec l'évaporation du produit, puisque les buées sortant de celle-ci sont utilisées comme fluide de la CMV. La température d'évaporation de la PAC est donc égale à la température d'évaporation du produit. Cette transformation peut être assimilée à un échange entre les buées non comprimées et le fluide, un échange à pincement nul. Il s'ensuit donc que Ω_{so} est égale au niveau d'énergie de l'évaporation.

Par contre, la condensation des buées comprimées doit respecter le pincement au niveau de l'évaporateur de lactosérum. La température de condensation de la PAC est égale à la température d'évaporation du lactosérum augmentée de ΔT_{min} .

Le cycle de Carnot équivalent est donc un cycle possédant une température de source égale à la température d'évaporation du produit, et une température de puits égale à la température d'évaporation du produit augmentée de ΔT_{min} .

➤ Détermination du rendement exergetique

Pour déterminer le rendement exergetique, il faut localiser les pertes exergetiques de la PAC adaptée à ce procédé de concentration (figure 3-6).

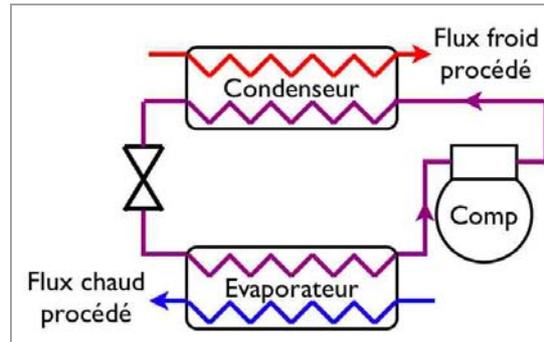


Figure 3-8. Schéma de principe d'une PAC installée sur le procédé

Comme indiqué Figure 3-8, les flux énergétiques du procédé représentent les fluides à chauffer et à refroidir par la PAC (en d'autres termes, ils représentent la source et le puits d'énergie, ou encore l'énergie utile fournie par la PAC). Les pertes exergétiques résultant du transfert de chaleur au condenseur et à l'évaporateur sont prises en compte dans la représentation surfacique de la GCCNE, ainsi que dans la détermination du cycle de Carnot équivalent. Les pertes exergétiques incluses dans le rendement à calculer sont uniquement les pertes exergétiques résultant des irréversibilités du système, et sont représentées par les pertes exergétiques du compresseur et du détendeur. La PAC à circuit ouvert (CMV) pouvant être installée sur le procédé de concentration de lactosérum est représentée schématiquement Figure 3-9.

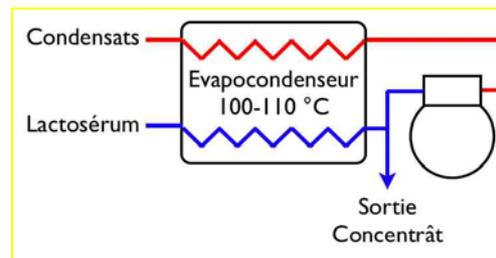


Figure 3-9. Schéma de principe de la CMV

En effet, l'évaporation du lactosérum représente la partie évaporation du fluide frigorigène de la PAC, et la condensation des buées représente la condensation. Dans une PAC à circuit ouvert, le détendeur n'existe pas, parce que les buées condensées sont rejetées à l'atmosphère ou utilisées pour un autre usage. Les pertes par irréversibilités du système sont donc résumées par les pertes exergétiques du compresseur. Le rendement exergétique de la PAC est donc égal au rendement global du compresseur (une valeur moyenne de 60 % sera utilisée dans ce cas). Un seul échangeur représente l'évaporateur et le condenseur, il est appelé évapocondenseur.

Le COP_c calculé en appliquant l'équation (3.8) au procédé de concentration de lactosérum est de 37,8. Cette valeur très élevée du COP_c est expliquée par la très faible différence de températures entre la source et le puits (10 K correspondant au pincement du procédé). En appliquant alors l'équation (3.5), le COP réel de la PAC à installer est d'une valeur de 22,7.

Il s'agit donc de déterminer, à partir du COP réel, la consommation énergétique en travail mécanique du compresseur de vapeur. Pour ce faire, il est plus judicieux de se servir du COP frigorifique (COP_f), parce que l'énergie disponible au niveau de l'évaporateur est connue, contrairement à l'énergie calorifique qui nécessiterait une étude de cycle pour son calcul. Par ailleurs, le COP_f peut être calculé à partir du COP chaud par l'équation (3.9).

$$COP_{cf} = COP_c - 1 \quad (3.9)$$

COP_{cf} étant le COP_c froid. Il est à noter que cette équivalence est uniquement vraie pour les COP de Carnot dans le cas d'une CMV. Le cycle idéal de Carnot est un cycle fermé et cette

équivalence est vraie. Cependant, le cycle réel étant un cycle ouvert, et donc l'équivalence n'est pas obtenue. Par la suite le COP_f réel calculé est de l'ordre de 22,1, et la consommation énergétique de la PAC sera d'environ 102 kJ/kg_{ee} (voir Tableau 3-1).

Maintenant, une étude sur le cycle de la CMV est présentée pour vérifier les résultats du calcul par la nouvelle méthode. Le diagramme (P-H) du circuit est tracé Figure 3-10.

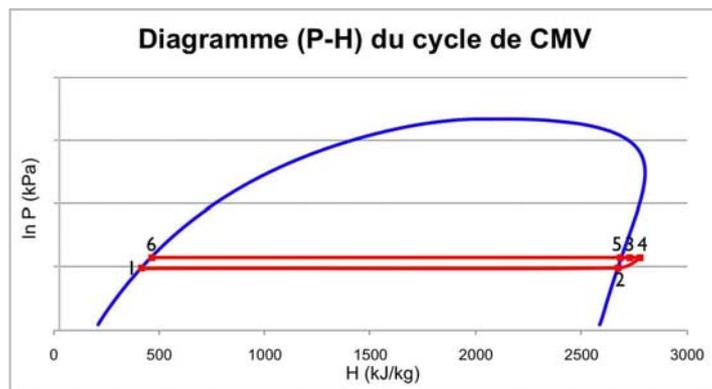


Figure 3-10. Diagramme (P-H) du cycle de compression de vapeur

Le même rendement isentropique du compresseur (60 %) est pris pour l'étude. Les différents points du cycle sont calculés et présentés Tableau 3-3.

Tableau 3-3. Calcul du cycle de compression de vapeur (par kg d'eau éliminée)

Point	Etat	Température (°C)	Pression (kPa)	Enthalpie (kJ/kg _{ee})	Entropie (kJ/kg.K)
1	Liquide saturé (lactosérum)	100	101,32	419,10	1,31
2	Vapeur saturée (buées)	100	101,32	2675,77	7,35
3	Vapeur surchauffée compression isentropique	132	143,24	2737,00	7,35
4	Vapeur surchauffée compression réelle ($\eta_{is}=0,6$)	152	143,20	2777,82	7,45
5	Vapeur saturée (buées comprimées)	110	143,24	2691,31	7,24
6	Liquide saturé (condensats)	110	143,24	461,38	1,42

Le travail du compresseur est donc obtenu par la différence d'enthalpie entre le point 4 et le point 2, il est d'une valeur d'environ 102 kJ/kg_{ee}. Le calcul par la nouvelle méthode est donc vérifié vu l'erreur nulle. Cependant, des incertitudes sur les estimations des rendements exergetiques peuvent être présentes. Ces incertitudes pourront être déterminées lors de la conception du système.

➤ Calcul de la consommation énergétique totale du système

Pour calculer la consommation énergétique totale du système, il faut faire la différence entre la consommation d'énergie mécanique (ou électrique) et la consommation d'énergie thermique (combustible). Par contre, les méthodes de visualisation traditionnelles ne permettent pas la représentation de ces deux types de consommation énergétique sur un même diagramme. La méthode de représentation selon les GCCNE introduite dans le chapitre 2 est alors utilisée. Par l'introduction de la CMV, la condensation des buées change de température. Cependant, comme indiqué au paragraphe précédent lors de la détermination du cycle idéal de Carnot, il est supposé un échange virtuel entre les buées se

condensant à la même température et le fluide frigorigène de la PAC, cet échange virtuel se faisant à un pincement nul. La représentation de la GCCNE conserve la température de condensation initiale. La Figure 3-11 présente la consommation énergétique totale du système.

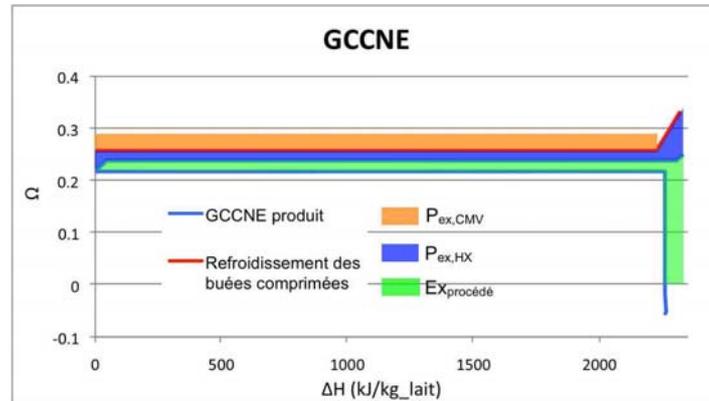


Figure 3-11. GCCNE du procédé de concentration simple effet avec CMV

Les niveaux d'énergie dans cette figure sont rapportés aux niveaux d'énergie corrigés de $\Delta T_{\min}/2$ lors de la construction de la Grande Courbe Composite [LIN98]. Cette représentation est nécessaire pour déterminer les niveaux de température des différentes utilités aux différents niveaux de température. Cependant, lors des calculs des surfaces, les valeurs réelles de ΔT_{\min} doivent être utilisées. Il est aussi noté qu'une légère demande en énergie frigorifique pour refroidir le lactosérum concentré à la température de 5 °C subsiste. Cette quantité d'énergie nécessaire est négligeable et ne sera pas traitée.

2.2.3. Optimisation combinée verticale horizontale

Il s'agit à présent d'optimiser la consommation électrique de la CMV ainsi introduite. Cette optimisation repose sur une analyse de l'équation de variation de cette consommation. Cette variation est calculée par l'équation.

$$W = \frac{Q_s}{COP_f} \quad (3.10)$$

Avec :

- Q_s la quantité de chaleur disponible à la source de la PAC (donc à l'évaporateur). Cette quantité correspond en réalité à la quantité de chaleur absorbée par le produit durant la phase évaporation, et donc la chaleur latente d'évaporation à la pression donnée (pression atmosphérique)
- COP_f est le COP frigorifique de la CMV.

Le COP_f est utilisé à la place du COP_{ch} parce que la quantité de chaleur à l'évaporateur est connue (elle correspond à la quantité de chaleur nécessaire à l'évaporation).

En utilisant alors l'équation (3.8), l'équation (3.10) devient :

$$W = \frac{Q_s (\Omega_p - \Omega_s)}{\eta_{ex} (1 - \Omega_p)} \quad (3.11)$$

En supposant Ω_s constante car dépendant directement de la température d'évaporation du produit, la minimisation du travail du compresseur nécessite une analyse des différents termes de l'équation.

- Ω_p : ce terme correspond à la température de condensation des buées comprimées. Cette température est fixée par le pincement sur le procédé. Diminuer le pincement revient à diminuer la température de condensation et donc le terme $(\Omega_p - \Omega_s)$ diminue et en même temps $(1 - \Omega_p)$ augmente, induisant ainsi une diminution de la consommation totale.
- Q_s : ce terme correspond à la quantité de chaleur nécessaire à l'évaporation. Cette quantité est directement proportionnelle à la quantité de vapeur comprimée. Par la suite, diminuer Q_s revient à diminuer la quantité de vapeur comprimée.

Pour mieux illustrer ce concept, la GCCNE est utilisée. Le numérateur de la fraction représentant le travail du compresseur (équation (3.11)) représente la surface comprise entre les deux paliers. Diminuer le travail total du compresseur peut alors être effectué de deux manières : horizontale et verticale.

➤ **Diminution verticale**

La diminution verticale revient à diminuer le terme $(\Omega_p - \Omega_s)$. Pour une température d'évaporation constante, ceci revient à diminuer le pincement du procédé.

➤ **Diminution horizontale**

Ceci revient à diminuer la quantité de vapeur comprimée. Cette diminution est possible dans le cas où l'énergie disponible par la condensation des buées est récupérable sans nécessité de compression. Ce concept est possible à l'aide de l'évaporation à multiples effets (voir paragraphe 2.2.1).

D'après la GCCNE de la Figure 3-6, l'installation d'une CMV peut être envisagée dans le cas d'une évaporation à multiples effets. Dans le cas étudié (4 effets avec $\Delta T_{\min} = 10$ K), le COP_c de cette installation est de 8,58, et cette faible valeur est due à la valeur élevée du taux de compression dû au pincement élevé et au nombre d'effets. En effet une CMV nécessitera la compression des buées sortant du dernier effet pour servir de fluide chauffant pour le premier effet (voir Figure 3-6). Or la différence de températures et par suite la différence de pressions entre le premier et le dernier effet est proportionnelle au pincement et au nombre d'effets.

Pour minimiser la consommation totale de la CMV, il faut déterminer le nombre optimal d'effets combiné avec le pincement optimal. Pour ce faire, il faut déterminer l'équation de la variation du travail du compresseur en fonction du pincement et du nombre d'effets. Il faut donc déterminer l'expression de chaque terme de l'équation (3.10) en fonction de ces deux variables.

- En ce qui concerne la quantité de chaleur Q_f , elle est égale à la chaleur latente correspondant à l'évaporation au dernier effet. En supposant une répartition égale de la quantité d'eau évaporée entre les différents effets, la quantité de chaleur est alors donnée par l'équation (3.12)

$$Q_s = \frac{Q_{1\text{effet}}}{Ne} \quad (3.12)$$

Avec Ne le nombre d'effets et $Q_{1\text{effet}}$ la quantité de chaleur correspondant à l'évaporation par simple effet, en d'autres termes la quantité d'eau éliminée.

- Le COP_f est donné par l'équation (3.13).

$$COP_f = \eta_{ex} \frac{T_{so}}{T_{pu} - T_{so}} = \eta_{ex} \frac{T_1 - (Ne - 1)(\Delta T_{\min} + RE)}{Ne(\Delta T_{\min} + RE)} \quad (3.13)$$

Avec T_1 la température d'évaporation du premier effet et RE le retard à l'ébullition. Le travail du compresseur s'exprime selon l'équation (3.14).

$$W = \frac{Q_{\text{effet}} (\Delta T_{\text{min}} + RE)}{\eta_{\text{ex}} [T_1 - (Ne - 1)(\Delta T_{\text{min}} + RE)]} \quad (3.14)$$

Par ailleurs, le rendement global du compresseur varie avec la variation du taux de compression, et le rendement exergetique de la PAC varie aussi selon le taux de compression (voir paragraphe 2.2.2). Ce taux de compression dépend de la pression du premier et du dernier effets, et aussi du ΔT_{min} . La variation du rendement exergetique doit être prise en compte. Un exemple d'étude est présenté par la Figure 3-12, avec les données suivantes :

- le compresseur possède un rendement global variant de 50 à 70 %, pour un taux de compression variant de 1,2 à 2,2, avec le maximum de rendement pour un taux de compression de 1,8. La courbe de rendement de ce compresseur est prise d'une étude sur un concentrateur industriel utilisant une CMV, cette étude est confidentielle.
- le nombre d'effets varie de 1 à 3, un 4ème effet provoquant un taux de compression minimal supérieur aux capacités du compresseur de référence.
- le pincement varie de 4 à 15 K. La valeur de 4 K est la valeur minimale que peut atteindre le pincement en maintenant un coût acceptable de l'évaporateur. Toutefois, pour 2 effets, un pincement supérieur ou égal à 10 K impose un taux de compression dépassant les capacités du compresseur considéré. De même, un pincement supérieur ou égal à 5 K provoque ce dépassement pour 3 effets.

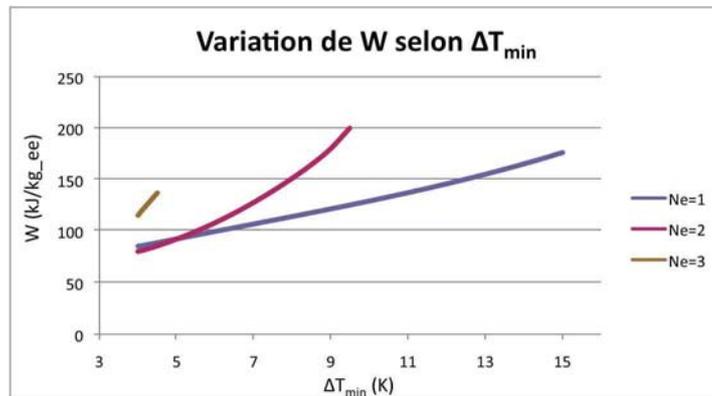


Figure 3-12. Variation du travail du compresseur en fonction de ΔT_{min}

Il est remarqué que la consommation électrique du compresseur augmente avec le nombre d'effets, à cause de la diminution du COP de l'installation. Par contre, pour des valeurs du pincement inférieures à 5 K, le taux de compression faible de la concentration à simple effet cause un rendement global faible du compresseur et par suite une consommation supérieure à celle de l'installation à 2 effets. Pour un pincement inférieur à 5 K, une concentration à double effets combinée avec une CMV est plus efficace. Le minimum de la consommation est alors à 2 effets de 80 kJ/kg_ee.

Enfin, pour le choix de l'installation optimale, il s'agit de différencier entre une nouvelle installation et une installation de remplacement. Dans le premier cas, il suffit de choisir l'installation qui permet un TRI acceptable pour l'industriel (voir chapitre 2). Par contre, pour une installation de remplacement, il est généralement plus acceptable pour un industriel de garder les évaporateurs existants (dans le cas d'une installation à multiples effets existante). Le pincement du procédé est fixé par l'installation en place, il s'agit de déterminer le nombre d'effets optimal à utiliser selon les courbes de la Figure 3-12. Toutefois, ces courbes sont données à titre indicatif, et peuvent ne pas correspondre à l'installation étudiée, selon le type

de compresseur choisi. Il est donc plus judicieux de reprendre le calcul de la courbe en utilisant l'équation (3.14) et les caractéristiques précises du compresseur.

2.3. Comparaison des deux modes de concentration

Pour comparer les deux modes de concentration, il faut déterminer la consommation minimale en se rapportant aux critères de qualité et de productivité. Les critères de qualité, comme vu au paragraphe 2.1, dépendent directement du Facteur de Réduction Volumique. Par contre, les critères de productivité dépendent de l'industriel, qui peut accepter ou refuser un mode de concentration proposé. Pour cela, le meilleur procédé sera choisi par l'intermédiaire de l'organigramme de décision présenté Figure 3-13, sa consommation serait alors la consommation minimale pouvant être atteinte pour l'opération de concentration du lactosérum. Il est à noter que la concentration de lactosérum est prise comme exemple dans ce cas. Par contre, dans le cas de l'étude de la concentration d'une autre type de produit, il suffit de modifier les paramètres nécessaires de ce produit (chaleur massique, concentration, écart de température, etc.) dans le modèle de calcul de la CMV, afin d'obtenir la consommation minimale de la concentration par évaporation, et modifier l'organigramme en conséquence.

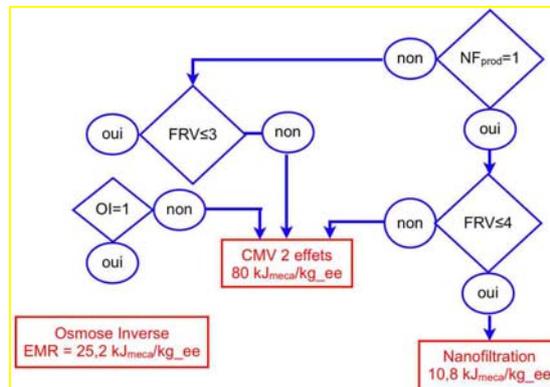


Figure 3-13. Organigramme de détermination du MPT de concentration

3. Opération de séchage des produits solides

L'opération unitaire de séchage de corps solides est une opération générique qui peut être retrouvée dans plusieurs secteurs industriels, comme la papeterie, la chimie, l'agro-alimentaire (séchage de fruits ou légumes). Il est important de noter que, dans certains procédés agro alimentaires, des opérations de cuisson de produits peuvent être assimilées à une opération de séchage, comme par exemple la cuisson du pain qui consiste à évaporer une certaine quantité d'eau existante dans le pain. Etudier ce type d'opérations serait donc intéressant, car elles présentent un potentiel de généralisation à plusieurs secteurs industriels. Une étude des différents moyens de séchage doit être effectuée de manière à prendre en considération leur effet sur la qualité du produit et/ou sur la productivité du système de production. Le séchage qui sera étudié est le séchage thermique et non mécanique (comme l'essorage). Il est supposé que les produits séchés possèdent une teneur en eau initiale qui ne peut pas être éliminée par séchage mécanique.

3.1. Analyse moléculaire et Calcul de l'EMR

Dans le cas d'une opération de séchage, les paramètres affectant la qualité du produit sont divers et donc difficiles à lister de manière exhaustive. Une revue des différentes méthodes de séchage de produits solides et leurs effets sur la qualité sera effectuée. Il est important de noter cependant, que le paramètre fondamental définissant la qualité du produit est la teneur en eau du produit à l'entrée et à la sortie de l'opération unitaire. Par analogie avec l'opération de concentration, la quantité d'eau éliminée définit donc toute opération de séchage. A ce

critère peuvent s'ajouter d'autres critères de qualité dépendant du type de produit. En général, le séchage d'un produit solide consiste à évaporer l'eau contenue dans ce dernier. Quelques contraintes imposées par différents produits existent.

- **Contraintes sur la température du gaz de séchage.** Les produits présentant des contraintes sur la température du gaz de séchage sont appelés produits thermosensibles, et leur exposition à une température élevée pendant une longue durée affecte leur qualité. Il s'agit dans ce cas d'étudier l'effet du couple (Temps-Température) sur la qualité finale du produit.
- **Contraintes sur la teneur en eau de l'air de séchage** (humidité relative de l'air). Ces contraintes s'imposent selon la structure géométrique du corps (porosité, épaisseur, etc.). Ce type de produit impose une humidité relative minimale à l'air de séchage (dans le cas d'un séchage convectif). En effet, un air de séchage à faible humidité relative produira certainement un coefficient d'échange (de matière et de chaleur) plus important, et parfois trop important. La surface du solide se sèche alors trop rapidement et devient un frein à l'échange et parfois étanche à la vapeur, c'est le phénomène de croûtage. La pression de la vapeur à l'intérieur du produit sera donc plus élevée et cette vapeur sortira du produit par explosion à travers des fissures, non souhaitées bien évidemment selon les critères de qualité. Il est donc imposé selon la structure du produit et la vitesse d'écoulement, un seuil pour la valeur de l'HR de l'air de séchage interdisant le phénomène de croûtage. Par ailleurs, et dans certains procédés comme la cuisson du pain (qui peut être assimilée à une opération de séchage à haute température de la pâte), un phénomène de croûtage est souhaité, dans la mesure où le séchage de la surface du produit est souhaité être plus important que son intérieur. Dans ce cas, il faut toujours maîtriser les phénomènes de fissurations de la surface, ce qui nécessite une humidité relative bien précise pour l'opération.
- **Contraintes sur la température du produit.** Ces contraintes sont dues à la composition chimique du produit. Elles s'imposent souvent sur la température maximale que peut atteindre le produit et le temps de maintien de cette température. En effet, certains produits peuvent se transformer, ou même brûler (par réactions chimiques ou autres) à certaines températures.

Pour respecter les différentes contraintes imposées par les produits, le transfert de chaleur de la source vers le produit doit être étudié. Trois moyens existent pour transférer la chaleur au produit : la conduction, la convection et le rayonnement.

➤ **Le séchage par conduction**

Le séchage par conduction consiste à chauffer le produit par contact avec une paroi chauffée par la source d'énergie utilisée. En général, la source d'énergie peut être de la condensation de vapeur (comme pour les rouleaux chauffeurs), par des résistances électriques ou par chauffage par induction de la pièce métallique de contact [NAD95].

Les sources d'énergie utilisées dans ce type de séchage dépendent de la géométrie du sécheur et de celle du produit. Quelques types de sécheurs par conduction sont cités dans la littérature [NAD95, VAC93, BON08], comme les tambours rotatifs, les sécheurs à cylindre tournant, etc. Le séchage par conduction est le plus utilisé pour sécher les produits minces (papiers, purée) et ceci pour éviter les phénomènes de croûtage pouvant prendre place au niveau de la surface de contact du produit, le coefficient de transfert conductif entre la surface chauffée et le produit étant élevé. Les sécheurs conductifs facilitent la récupération de l'eau évaporée.

➤ **Le séchage par convection**

Le séchage par convection est le plus utilisé dans l'industrie. Il consiste à chauffer le produit par un gaz (généralement l'air). Selon le type de produit, l'écoulement du gaz de séchage

peut varier entre écoulement parallèle (appelé aussi léchage) à co-courant ou contre-courant, ou perpendiculaire au produit (courants croisés). Les courants croisés produisent un coefficient d'échange plus élevé, et permettent un échange direct avec l'intérieur du solide. Leur application dépend de la géométrie du produit (porosité, taille des pores, etc.), cette géométrie déterminant la capacité du gaz de séchage à pénétrer le produit.

Les sources d'énergie utilisées dans ce type de séchage pour chauffer le gaz de séchage varient selon la géométrie du sécheur, la composition du gaz de séchage, etc. Quelques types de chauffage du gaz de séchage sont cités dans la littérature [NAD95].

- Chauffage direct : le gaz de séchage représente les gaz de combustion d'une source combustible. Ce type de chauffage d'air exige un produit dont la qualité ne peut être affectée par les gaz de combustion.
- Chauffage par échangeur : l'énergie contenue dans la source (vapeur, eau chaud, fumées de combustion, etc.) est transférée par le moyen d'un échangeur de chaleur au gaz de séchage. Les échangeurs les plus utilisés dans ce type d'application sont les échangeurs tubes-ailettes.
- Chauffage par résistances électriques : le gaz de séchage passe à travers des résistances électriques chaudes possédant une surface d'échange très élevée.
- Chauffage par capteurs solaires : des capteurs solaires chauffent le gaz de séchage. Ce type de sécheurs dépend fortement des saisons et de l'alternance jour-nuit.
- Chauffage par Pompe à Chaleur : ce type de chauffage permet de récupérer l'énergie contenue dans le gaz de séchage à la sortie du sécheur. En effet, l'évaporateur de la PAC est chauffé par le gaz de séchage sortant du sécheur.

➤ Séchage par rayonnement

Le produit est chauffé par rayonnement. La source d'énergie est constituée d'émetteurs infrarouge mais plus généralement tous les fours à température élevée (> 900 °C) transfèrent l'énergie essentiellement par rayonnement. D'autres types de chauffage sans contact sont aussi utilisés, notamment les micro-ondes qui permettent de faibles puissances. Les micro-ondes agissent sur les molécules d'eau contenues dans le produit, créant ainsi une forte agitation moléculaire de l'eau conduisant à son chauffage et par suite son évaporation. Les micro-ondes sont efficaces dans la mesure où ils permettent un séchage volumique direct et non surfacique.

Cette courte description des modes de séchage vise à poser les bases d'une méthodologie de calcul et d'optimisation énergétiques de l'opération, selon les contraintes générales imposées par le produit, pour calculer l'EMR et ensuite déterminer le(s) meilleur(s) procédé(s) de transformation.

Calcul de l'EMR

Le point commun de tous les types de séchage est la méthode d'élimination de l'eau qui est la vaporisation. Pour déterminer l'EMR, il s'agit de décrire le procédé de manière générique de sorte à ne pas prendre en compte le produit ou la méthode de séchage. Ce procédé peut alors être assimilé à un procédé de concentration pour le calcul de l'EMR (voir Figure 3-1). En effet, les méthodes d'élimination mécanique de l'eau ne sont pas appelées séchage, et donc par opération de séchage est entendue toute opération thermique consistant à évaporer l'eau contenue dans le produit traité.

Donc, par analogie avec l'opération de concentration, et étant donné que la récupération de l'énergie contenue dans l'eau éliminée nécessite un gradient de température fini, il est nécessaire d'effectuer l'analyse énergétique et exergétique des courbes des niveaux d'énergie, afin de déterminer la consommation minimale de l'opération.

3.2. Analyses énergétique et exergetique

Pour analyser l'opération de séchage, il faut étudier l'évolution du produit lors de cette opération. Il s'agit donc de tracer ses courbes composites, pour ensuite associer le meilleur moyen de transférer l'énergie à ce produit. Cependant, l'opération de séchage est plus compliquée que celle de concentration, car l'évaporation de l'eau ne se fait pas forcément à sa température d'ébullition sous la pression de l'opération. En effet, l'évaporation de l'eau se fait à la température humide du gaz de séchage (dans le cas d'un séchage convectif) [BON08, NAD95] et à la température d'ébullition de l'eau à la pression de l'enceinte dans le cas d'un séchage conductif ou radiatif. L'étude doit s'effectuer sur chacun de ces types de chauffage, généralement imposés par la structure du produit et sa qualité finale requise.

3.2.1. Séchage conductif

Comme déjà indiqué, le séchage conductif est généralement appliqué aux produits de faible épaisseur. Le produit est rapidement porté à la température d'ébullition de l'eau à la pression de l'enceinte. Le séchage sous vide est fréquemment pratiqué pour diminuer la température d'évaporation de l'eau et donc la température de chauffage nécessaire. Il présente un avantage pour les produits thermosensibles ne pouvant pas supporter une température élevée pendant une longue durée, la température d'ébullition est alors diminuée grâce à la dépression. Lors du séchage conductif sous vide, l'élimination de l'eau se fait par vaporisation [KNE64] et donc à la température d'ébullition de l'eau à la pression considérée. Ce procédé est possible lorsque le séchage est arrêté après l'étape de séchage à température constante. En effet, l'étape de séchage impliquant une élévation de la température du produit afin d'assurer l'énergie nécessaire à la séparation de l'eau liée est supposée ne pas prendre place pour les produits thermosensibles et pour les produits minces. Dans le cas où cette étape est réellement présente, l'énergie de sorption doit être prise en compte.

Dans le cas d'un séchage à pression atmosphérique, des transferts de chaleur et de matière se font avec l'air au contact de la surface libre du produit. Ce transfert par diffusion peut souvent être négligé, surtout quand le flux de chaleur appliqué par la surface chauffante est suffisamment élevé.

Un produit possédant les propriétés suivantes a été étudié :

- Température initiale : $T_i = 15 \text{ }^\circ\text{C}$.
- Température finale : $T_f = 15 \text{ }^\circ\text{C}$.
- Teneur en eau initiale : $W_i = 28 \text{ } \%$.
- Teneur en eau finale : $W_f = 0 \text{ } \%$.
- Chaleur massique du produit sec : $c_p = 3 \text{ kJ/kg.K}$.
- Masse d'eau évaporée : $m_{ee} = 1 \text{ kg}$.
- Le pincement du procédé est de 10 K .
- Le procédé de séchage s'effectue à pression atmosphérique.
- A l'échelle de l'étude, la faible épaisseur du produit permet de supposer une température uniforme sur la longueur de propagation du flux de chaleur.

En réalité la teneur finale en eau n'est pas de $0 \text{ } \%$. Par contre, en supposant la teneur en eau de $0 \text{ } \%$ et en prenant en considération la quantité finale d'eau dans la détermination de la chaleur massique du produit sec, l'erreur de calcul est éliminée. Par ailleurs, dans le cas d'une étude de régime dynamique, l'eau contenue dans le produit influe non seulement sur la chaleur massique du produit mais aussi sur sa conductivité thermique, et par suite cette équivalence ne peut être utilisée. De plus, pendant le chauffage du produit, la chaleur

massique de ce dernier doit inclure l'eau présente qui est au point de se vaporiser. Pour remédier à ce problème, le flux de chauffage du produit avant vaporisation est décomposé en deux corps purs : le premier étant le produit supposé sec (avec la chaleur massique corrigée) et le second étant la quantité d'eau au point d'être éliminée. En se basant sur ces hypothèses, les courbes composites et la grande courbe composite sont tracées Figure 3-14.

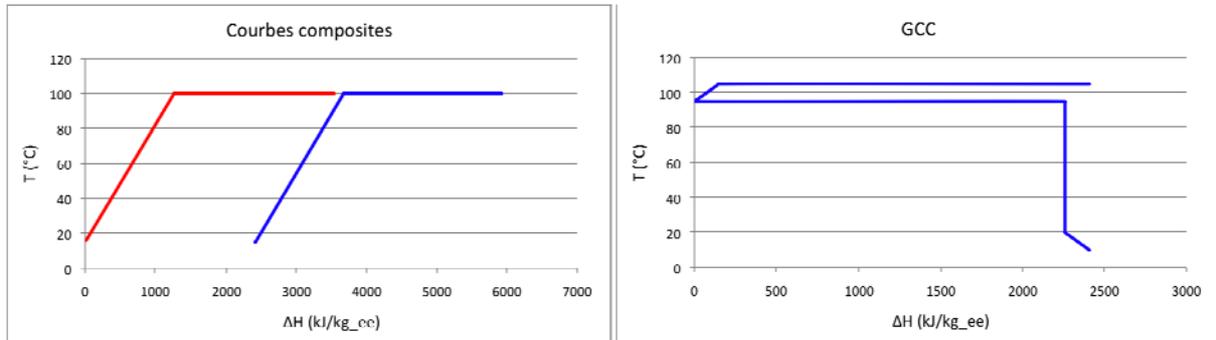


Figure 3-14. Courbes composites et grande courbe composite du produit étudié

Il est notable que les CC et la GCC sont similaires à celles de l'opération de concentration. En effet, le procédé dans le cas d'un séchage conductif est similaire, puisque le produit est chauffé à la température d'ébullition de l'eau pour ensuite évaporer l'eau contenue, la condenser et finalement la refroidir avec le produit.

➤ Optimisation horizontale

L'optimisation horizontale revient à diminuer le besoin énergétique du procédé. Par analogie avec l'opération de concentration, ceci revient à installer un séchage multiple effets. Par contre, dans le cas d'un solide, ceci est pratiquement impossible, et l'optimisation horizontale ne peut pas être effectuée.

➤ Optimisation verticale

Par analogie avec l'opération de concentration, l'installation d'une PAC est potentiellement intéressante, et ces systèmes existent déjà [NAD95]. Par contre, les PACs utilisées sont des PACs à circuit fermé, et ceci est dû à la difficulté de récupération de la vapeur sans des infiltrations d'air, infiltrations qui créent des pertes exergétiques non négligeables. Il est cependant possible d'utiliser une CMV à condition de maintenir l'étanchéité du système. La GCCNE du procédé est alors présentée à la Figure 3-15. Il est visible sur cette figure qu'un besoin en énergie thermique persiste, notamment pour le chauffage du produit. L'énergie thermique fournie par de la vapeur est donc nécessaire. La consommation finale du procédé est alors de l'ordre de $101 \text{ kJ}_{\text{meca}}/\text{kgK}$ et de $90 \text{ kJ}_{\text{cal}}/\text{kg_ee}$.

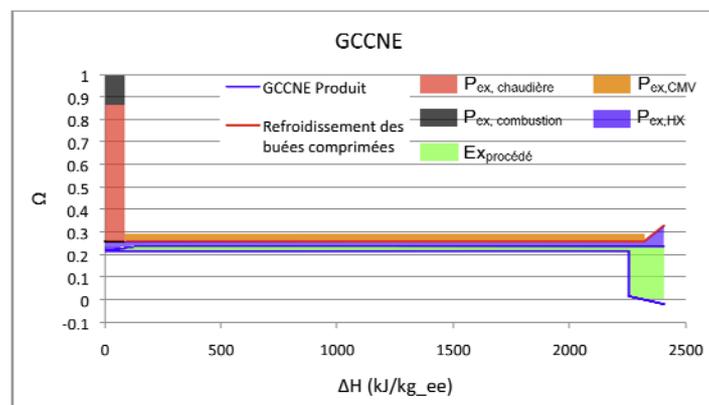


Figure 3-15. GCCNE du procédé de séchage conductif avec CMV

3.2.2. Séchage convectif

Pour étudier le séchage convectif, il faut étudier le phénomène d'évaporation. L'évaporation prenant place lors du séchage convectif est différente du phénomène de vaporisation de l'eau prenant place lors d'un séchage conductif. En effet, l'évaporation consiste en une vaporisation de l'eau par transfert de chaleur et de matière, et la température d'évaporation de l'eau dans ce cas ne correspond pas à la température de saturation de l'eau à la pression du sécheur du fait de la présence de l'air. Pour représenter les courbes composites du produit séché, il faut étudier le phénomène de séchage par convection.

Le séchage convectif comporte 3 phases.

- Mise en température du produit. La température d'évaporation de l'eau contenue à la surface du produit correspond à la température humide du gaz de séchage. La première phase du procédé de transformation consiste à porter le produit à cette température humide du gaz, alors une quantité d'eau est transférée au gaz par diffusion de matière.
- Le séchage à vitesse constante. Le produit dans ce cas reste à température constante (température humide du gaz). Une quantité suffisante d'eau contenue dans le produit se trouve à la surface en contact avec le gaz tant que le transfert d'eau de l'intérieur du produit vers la surface est suffisamment rapide pour assurer cette vitesse de séchage.
- Le séchage à vitesse décroissante. Cette étape prend place en fin de séchage lorsque la quantité d'eau liée contenue dans le produit ne se transfère pas à une vitesse suffisante vers la surface pour être évaporée. Dans ce cas, une élévation de la température du produit a lieu. Dans la plupart des cas, et surtout pour les produits thermosensibles ne supportant pas les températures élevées, le séchage est arrêté avant cette étape.

La quantité de chaleur fournie par le gaz de séchage au liquide se trouvant à la surface du produit crée une diminution de la température du gaz. Cette énergie cédée par le gaz vers le produit est compensée par l'apport en matière de la vapeur d'eau évaporée de la surface du produit. Pour mieux illustrer ce phénomène, l'air humide est pris comme gaz de séchage (l'air est en effet le plus utilisé dans l'industrie dans les sécheurs convectifs [KNE64, NAD95]).

Dans le cas d'un séchage, les flux froids sont représentés par le chauffage et l'évaporation de l'eau. En négligeant la faible évaporation ayant lieu lors de la montée en température du produit, le flux froid du procédé est l'évaporation de l'eau, tandis que le flux chaud est représenté par l'air de séchage. Cependant, l'air de séchage à l'état initial comprend une certaine humidité absolue, et évolue ensuite sur la courbe isenthalpe vers l'état de saturation, en absorbant l'eau évaporée du produit, augmentant ainsi son humidité absolue. Le cycle de l'air depuis son entrée dans le sécheur est représenté sur le diagramme de l'air humide de la Figure 3-16. Cette figure représente le cycle de l'air utilisé pour le séchage d'un produit thermosensible dont la température maximale d'évaporation est de 30 °C et l'humidité relative minimale d'attaque est de 30 %.

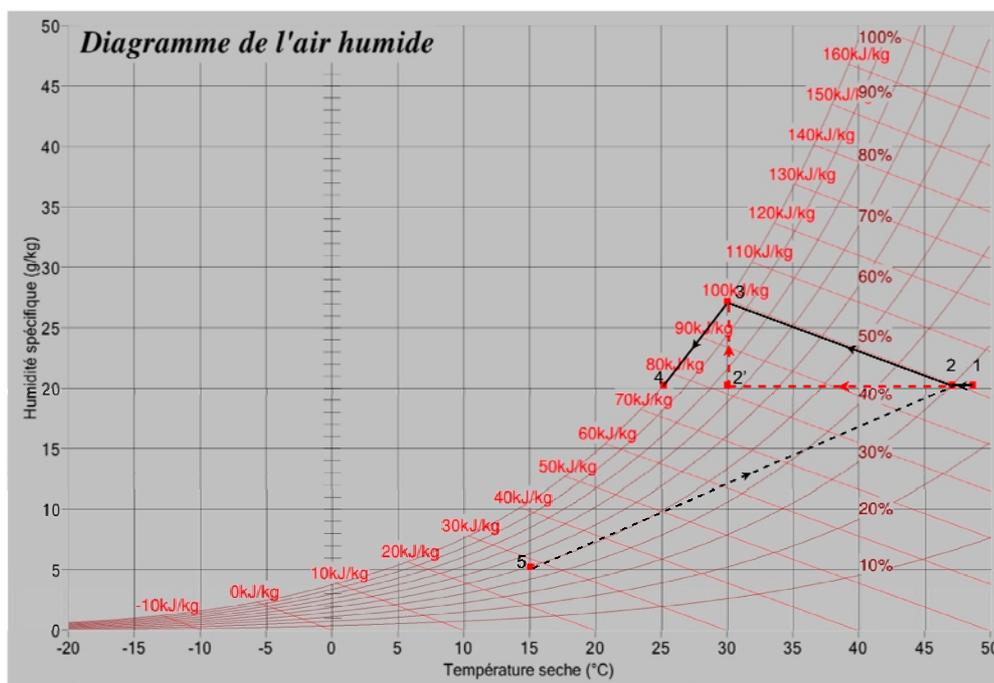


Figure 3-16. Evolution de l'état de l'air de séchage

Les différentes étapes du cycle de l'air de séchage sont :

- 1-2 : Refroidissement sensible de l'air. Dans cette étape, le produit se réchauffe pour atteindre la température humide de l'air ; la quantité d'eau évaporée durant cette étape est négligeable.
- 2-3 : Evolution isenthalpe. Le mélange air-eau absorbe l'eau évaporée de la surface du produit. Sa température sèche diminue mais son enthalpie reste constante. En réalité, sur la courbe composite, il faut distinguer l'évaporation du refroidissement de l'air. L'air à l'état 2 représente en fait le fluide utilisé. Son évolution est une évolution à humidité absolue constante (2-2'). Dans cette évolution, l'air cède de l'énergie sensible à l'eau contenue à la surface du produit. D'autre part, l'eau évaporée évolue sur une courbe à température constante égale à 30 °C (celle de saturation de l'air de séchage à l'état initial). L'eau absorbe l'énergie sensible de l'air par une évaporation à 30 °C. L'absorption de l'eau par l'air de séchage déplace le mélange du point 2' au point 3. La décomposition de l'étape 2-3 en deux étapes 2-2' et 2'-3 sert à distinguer le flux froid représenté par l'eau évaporée et le flux utilisé représenté par l'air à l'état initial 1.
- 3-4 : Evolution à humidité absolue constante. L'air de séchage est recyclé en condensant l'eau absorbée du produit. L'utilisation de l'air extérieur (généralement à une température de 15 °C et une humidité relative de 50 %, point 5) représente une consommation énergétique plus importante (voir évolution 4-1 sur le diagramme). Il est donc plus intéressant d'utiliser l'air recyclé. L'évolution 3-4 représente alors la condensation de l'air (par refroidissement).
- 4-1 : Chauffage à humidité absolue constante. Ce chauffage sert à diminuer l'humidité relative de l'air avant de le renvoyer au sécheur.
- 5-1 : Chauffage et humidification de l'air extérieur. Dans le cas du non recyclage de l'air extérieur, il doit être chauffé du point 5 (15 °C, représentant l'état moyen de l'air extérieur) à une température sèche de 48,6 °C (température sèche de l'air à l'entrée du sécheur) et ensuite l'humidifier par ajout d'eau. Cette procédure consomme visiblement une quantité d'énergie plus importante que le recyclage de l'air.

Bien que l'air de séchage représente le fluide utilisé, il est important de représenter son refroidissement (du point 3 au point 4 sur le diagramme de la Figure 3-16) comme fluide chaud sur les courbes composites. En effet, le refroidissement de l'air représente un besoin. De plus, la condensation de la vapeur d'eau évaporée du produit est confondue avec le refroidissement de l'air. Sur la Figure 3-16, la condensation de la vapeur éliminée est représentée par l'évolution du point 3 au point 2' (perte de chaleur latente), tandis que le refroidissement de l'air représente l'évolution du point 2' au point 4. En réalité l'évolution est du point 3 au point 4, et donc les niveaux de température de ces deux transformations confondues doit être visible sur la courbe composite. Les courbes composites sont présentées Figure 3-17. Ces courbes composites représentent une évolution linéaire de la température en fonction de l'enthalpie des flux thermiques chauds et froids, comme définies par Linnhoff [LIN98]. Cependant, cette linéarisation n'est pas exacte, surtout dans le cas d'un gaz (ici l'air de séchage) pour lequel la chaleur massique ne peut pas être considérée comme constante. Par contre, cette représentation sert uniquement à déterminer les potentiels de récupération d'énergie selon la variation de l'enthalpie et du niveau de température. Dans ce cas, l'erreur introduite par la linéarisation n'est pas significative, et cette représentation sera donc adoptée.

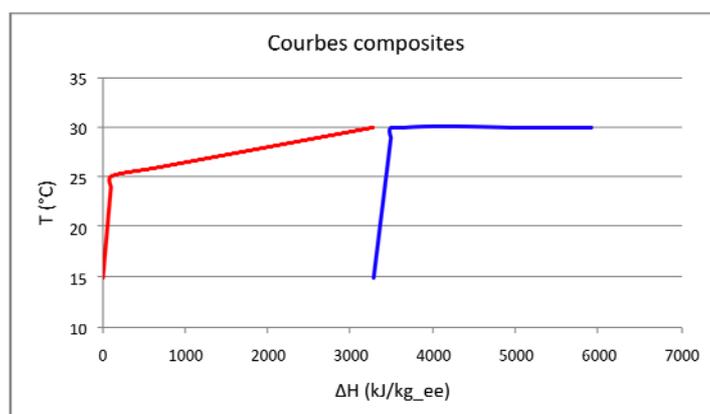


Figure 3-17. Courbes composites du procédé de séchage à l'air à basse température

Comme l'indique les courbes composites de la Figure 3-18, l'échange entre le refroidissement de l'air et le pré-chauffage du produit n'est pas possible. L'air se refroidissant en suivant sa courbe de saturation (HR = 100 %), le contact avec le produit produira une condensation de l'eau contenue dans l'air et donc un mouillage du produit, qui est contraire au but de l'opération de séchage. Le produit ne peut être préchauffé que par le refroidissement du produit sec. Cependant, cet échange n'est possible que par l'intermédiaire d'un fluide augmentant ainsi le pincement entre les deux courbes (produit sec-produit mouillé). Ce pincement permettra alors une récupération d'énergie négligeable qui présentera sûrement des coûts d'investissements supérieurs aux économies pouvant être réalisées, et donc cette récupération n'est pas rentable. Le produit entrera dans le sécheur à sa température initiale, et sera chauffé par l'air de séchage avant d'être séché. L'énergie nécessaire au préchauffage et au séchage du produit doit être entièrement assurée par l'air de séchage. Il est donc plus judicieux de représenter sur les courbes composites l'air de séchage en tant que fluide froid (pour son chauffage) à la place du produit. Cette courbe composite sera la courbe composite utilité, en rajoutant le besoin du refroidissement du produit, et ce pour représenter, sur la même courbe, la totalité des besoins en énergie thermique et la quantité d'énergie disponible au niveau des flux chauds. Les flux à représenter sont alors les suivants :

- les flux froids, composés du réchauffage de l'air recyclé après condensation de l'eau absorbée du produit
- les flux chauds composés :

- du refroidissement du produit sec. Ce produit est en effet refroidi de la température d'évaporation de l'eau (30 °C) à la température initiale (15 °C)
- de l'énergie disponible dans le refroidissement de l'air de l'état 3 à l'état 4 (voir diagramme Figure 3-16). Dans cette transformation, une partie de l'eau contenue dans le mélange air-eau (masse égale à la masse d'eau évaporée) est condensée. Par contre, cette condensation ne s'effectue pas à température constante, elle suit la courbe d'humidité relative 100 % du mélange.

Les courbes composites et la grande courbe composite sont alors tracées Figure 3-18.

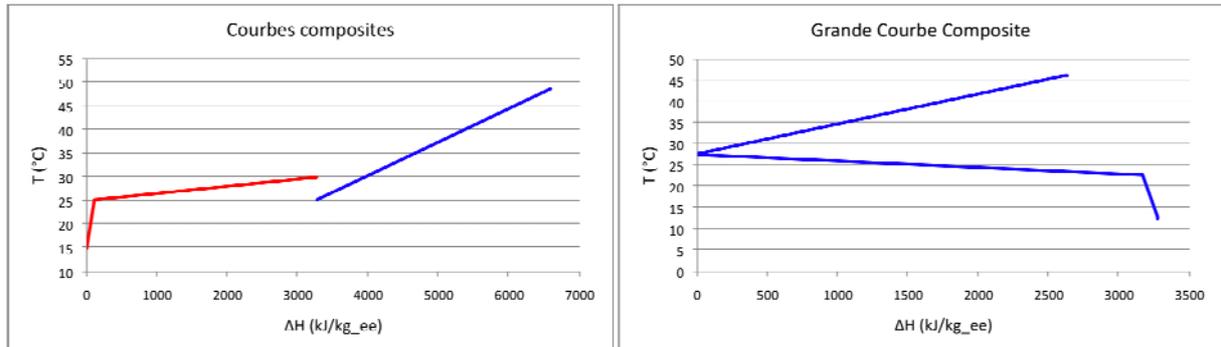


Figure 3-18. Courbes composites et grande courbe composite du procédé étudié

Pour tracer ces courbes composites, les hypothèses suivantes sont prises pour le produit et les différents flux :

- Température maximale pour l'évaporation égale à 30 °C (déterminée par un produit thermosensible ne pouvant pas dépasser 30 °C en température de séchage)
- Température initiale du produit : $T_i = 15$ °C
- Température finale du produit : $T_f = 15$ °C
- Teneur en eau initiale : $W_i = 28$ %
- Teneur en eau finale : $W_f = 0$ %. Les valeurs utilisées pour les teneurs en eau du produit sont indicatives. En effet, la teneur initiale et la teneur finale sont plus élevées. Par contre, 28 % de la masse initiale du produit humide sont évaporés en supposant que le séchage est arrêté à la fin de l'étape à vitesse constante, et l'eau restante dans le produit est prise en compte dans la masse totale et la chaleur massique du produit sec
- Chaleur massique du produit sec : $c_p = 3$ kJ/kg.K
- Masse d'eau évaporée : $m_{ee} = 1$ kg
- Le procédé de séchage est effectué à pression atmosphérique
- Pour éviter un phénomène de croûtage sur le produit, l'humidité relative de l'air de séchage à l'entrée est limitée à la valeur seuil de 30 %. Cette valeur de l'humidité relative de l'air et la température humide de 30 °C permettent d'évaluer l'humidité absolue à l'entrée, sa valeur est d'environ 20 g/kg_air_sec. Pour que l'air atteigne la courbe de saturation en recevant 1 kg d'eau évaporée, son débit unitaire doit être égal à 136 kg d'air humide par kg_ee. Ce calcul, effectué en établissant les bilans de masse sur l'air humide et sur l'eau contenue dans l'air humide, permet de déterminer la masse d'air humide disponible à l'état de saturation à la sortie du sécheur, et l'enthalpie disponible au niveau des flux chauds du procédé

Comme le montre les courbes composites de la Figure 3-18, pour un pincement supérieur à 5 K, la récupération de l'énergie contenue dans le refroidissement de l'air sortant du sécheur n'est pas possible. De plus, dans le cas où le pincement est inférieur à 5 K (ce qui

demanderait une surface d'échange non négligeable créant des coûts d'investissement très élevés), la quantité d'énergie récupérable reste négligeable devant le besoin total du procédé. Ceci est dû à la différence des niveaux de température requis pour les différents flux thermiques du système. En effet, l'énergie de récupération est disponible dans le refroidissement de l'air d'une température de 30 à une température de 25 °C, tandis que l'énergie requise pour le chauffage de celui-ci varie d'une température de 25 à une température de 48 °C environ. Une optimisation horizontale n'est donc pas possible. Cependant, l'analyse exergétique permet une optimisation verticale.

3.2.2.1. Optimisation verticale par PAC sans conception

Comme cela apparaît sur la GCCNE de la Figure 3-19, le faible niveau d'énergie des flux chauds peut être remonté par une PAC pour chauffer l'air (flux froid). Cependant, les flux froids disponibles présentent une quantité d'énergie supérieure au besoin en chaleur ; ceci est dû au fait que l'air chauffé ne contient pas l'eau évaporée, tandis que l'air sortant du sécheur contient l'eau évaporée qu'il faut condenser, ce qui crée une différence de débit massique entre l'air à refroidir et l'air à chauffer. Or, dans une PAC, la puissance thermique disponible au niveau du condenseur est égale à la puissance frigorifique disponible au niveau de l'évaporateur augmentée du travail du compresseur. D'autre part, les flux froids sont disponibles à un niveau d'énergie décroissant par rapport à l'axe des abscisses (ΔH). Si la puissance frigorifique au niveau de l'évaporateur de la PAC diminue, le COP augmente car le niveau d'énergie Ω de l'évaporation augmente. Il s'agit donc de déterminer la puissance nécessaire optimale permettant un COP maximal, ce qui implique de déterminer le COP_f pour une variété de températures de sources. Pour déterminer l'intervalle de températures de sources pour lesquelles il faut effectuer le calcul, le palier froid (voir GCC Figure 3-18) sera examiné en entier. Une fois le COP_f déterminé pour chaque température, la quantité de chaleur disponible au niveau du condenseur sera calculée et comparée à la quantité de chaleur nécessaire au niveau du palier chaud (voir GCC Figure 3-18). La température de source qui permet une différence nulle (ou minimale positive) sera utilisée comme température de source pour la PAC. Dans ce cas, un besoin frigorifique restera non assuré par la PAC. Ce besoin frigorifique peut être assuré par un système frigorifique indépendant et présentant un COP supérieur à celui de la PAC et par conséquent une consommation inférieure.

En effet, en utilisant la température de source optimale, la quantité d'énergie à haute température sera produite uniquement pour le besoin thermique du procédé, avec un surplus minimal en chaleur (voire nul dans le cas idéal). Par contre, l'utilisation de la totalité des flux chauds comme source de chaleur pour la PAC, induira une diminution du COP ainsi qu'une production d'un surplus de chaleur non négligeable. Dans le cas où cette chaleur n'est pas utilisable au même niveau de température (hors opération de séchage), son évacuation entraîne des pertes exergétiques non négligeables. Le besoin frigorifique résiduel peut être assuré par un système frigorifique qui présente un COP plus élevé que celui de la PAC, car sa température de condensation est proche de celle de l'environnement et par suite inférieure à celle de la PAC. La détermination de cette température de source donne en résultat une température corrigée de l'ordre de 24,3 °C correspondant à une température des flux chauds de 26,8 °C. Un pincement identique sur l'évaporateur et le condenseur est pris de l'ordre de 10 K, ce qui donne une température d'évaporation d'environ 16,8 °C associée à une température de condensation d'environ 58 °C. En réalité, la température d'évaporation ne peut pas être contrôlée exactement, il faut donc appliquer un facteur de sécurité qui diminuerait la température d'évaporation au risque de produire un surplus de chaleur. Par contre, dans cette étude, le procédé optimal étant recherché, un contrôle idéal de la PAC est pris comme hypothèse. Le COP_f calculé est alors de l'ordre de 4,46 en utilisant un rendement exergétique froid de 50 %. Ainsi la consommation électrique de la PAC serait de l'ordre de **604 kJ_{meca}/kg_{ee}**. Le refroidissement du produit est réalisé à la température de l'environnement, il est donc supposé s'effectuer sans consommation énergétique. Cependant, ce refroidissement représente une quantité d'énergie perdue.

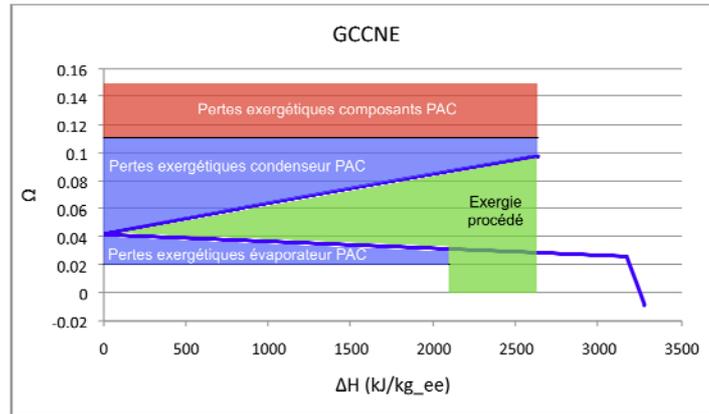


Figure 3-19. GCCNE représentant la consommation totale du système de séchage.

La consommation de la PAC peut encore être diminuée verticalement. En d'autres termes, les pertes exergétiques créant une hausse de consommation en énergie électrique peuvent être diminuées en changeant les niveaux d'énergie de la source et du puits de chaleur de la PAC. Cependant, les niveaux d'énergie de la source et du puits sont fixés par le procédé et le pincement utilisé. Les niveaux de température et par suite les niveaux d'énergie du procédé sont invariables sans une variation de la qualité du produit, donc il faut travailler sur le pincement utilisé. Le pincement utilisé élevé est dû à un faible coefficient d'échange entre l'air et le fluide frigorigène d'une PAC (l'air est le fluide d'échange à l'évaporateur et au condenseur). Il serait donc intéressant d'étudier la possibilité de changer le gaz de séchage. L'air peut être remplacé par de la vapeur surchauffée, à condition d'annuler (ou du moins limiter) les infiltrations d'air au sécheur.

3.2.2.2. Séchage convectif par vapeur d'eau surchauffée

L'utilisation de la Vapeur d'Eau Surchauffée (VES) doit cependant respecter la qualité du produit, et par suite les limitations de température imposées par ce dernier. Il s'agit de ne pas dépasser 30 °C (dans le cas du produit exemple traité) au niveau de la surface du produit, et par suite la température d'évaporation de l'eau contenue dans ce dernier sera égale à 30 °C. Pour un séchage à l'air, la pression partielle de saturation de vapeur correspondait à une température d'évaporation de 30 °C. Cependant pour un séchage à la vapeur, la pression totale de celle-ci détermine la température d'évaporation parce que la pression d'évaporation est égale à celle de la vapeur de séchage. La pression de séchage est donc déterminée par la température limite d'évaporation. Pour une température d'évaporation de 30 °C, cette pression est d'environ 4,2 kPa. Maintenir la pression à l'intérieur du sécheur à une valeur aussi basse est difficile. Pour le séchage conductif sous vide, ce problème ne se posait pas parce qu'il suffit d'évacuer l'air de la chambre de séchage par une pompe à vide, sans l'utilisation d'un flux de convection forcée. En effet, les sécheurs à vapeur surchauffée existent déjà [BON08], cependant le coût d'une installation sous vide est élevé et la mise sous vide d'un procédé en défilé est très difficile, et par la suite le séchage par VES se fait en général à pression atmosphérique. Il est donc intéressant d'étudier le cas d'un séchage par VES sous pression atmosphérique. Il est à noter, que lors de l'analyse moléculaire, si le produit traité s'avère thermosensible, cette application doit être adaptée à la pression permettant une température d'ébullition de l'eau à la température limite du produit, à condition de respecter les critères d'étanchéité du système. Dans le cas où la pression nécessaire est relativement basse, le séchage à l'air devient plus intéressant.

Il faut cependant étudier le cycle des différents produits interagissant pour pouvoir déterminer les flux chauds et les flux froids composant les courbes composites.

La vapeur de séchage doit être à l'état surchauffée avant l'entrée dans le sécheur afin d'éviter sa condensation au contact du produit froid et pour éviter le mouillage du produit au lieu de son séchage. La courbe d'évolution de la vapeur surchauffée est déterminée par le

ΔH de celle-ci dans le sécheur. Cette valeur est déterminée par l'énergie nécessaire pour le chauffage du produit et l'évaporation de l'eau qui y est contenue. D'autre part, l'évolution de la température de la vapeur est déterminée de manière à atteindre l'état de saturation à la sortie du sécheur. La différence de températures entre l'entrée et la sortie de la vapeur surchauffée est déterminée par la pente de la courbe vapeur surchauffée. Cette pente est donnée par le débit calorifique (m_{c_p}) de la vapeur, le contrôle du procédé est donc régi par le débit massique de vapeur surchauffée.

En même temps, la différence maximale de températures entre le produit et la vapeur est déterminée par une limitation au niveau de la température de vapeur afin d'éviter le croûtage à de la surface du produit. En réalité, et lors de l'utilisation de l'air comme gaz de séchage, le phénomène d'évaporation est régi par deux grandeurs : le transfert de chaleur et le transfert de masse. Par la suite, la limitation de la température d'attaque de l'air de séchage limite le transfert de chaleur (en limitant la force motrice ΔT de ce transfert), tandis que la limitation de l'humidité relative limite le transfert de matière. Ces deux critères imposés sur l'état de l'air de séchage limitent la vitesse de séchage. Dans le cas du séchage par vapeur d'eau surchauffée, la force motrice du séchage est supposée limitée au transfert de chaleur, ce qui permet de limiter le phénomène de croûtage par une régulation de la température d'attaque de la vapeur. Déterminer la valeur maximale que peut atteindre cette température (valeur qui correspond à l'optimum du point de vue productivité) revient à modéliser l'échange de chaleur entre la vapeur et le produit, travail difficile à généraliser. En effet selon l'épaisseur du produit traité, sa température initiale, la forme de sa surface et sa teneur initiale en eau, cet échange peut varier. Pour maintenir le caractère générique de cette étude, il est donc plus judicieux d'effectuer des analyses énergétique et exergétique sur un cas où la température initiale (et maximale) de la VES est connue. Pour chaque produit, le phénomène de croûtage doit être étudié lors du dimensionnement d'un nouveau sécheur. De là, la température d'attaque de la VES peut être déterminée, et la présente étude pourra alors être adaptée à cette valeur.

Le procédé de séchage est décrit sur le schéma de la Figure 3-20. Dans ce schéma, les différents flux énergétiques du système sont décomposés en flux froids et flux chauds.

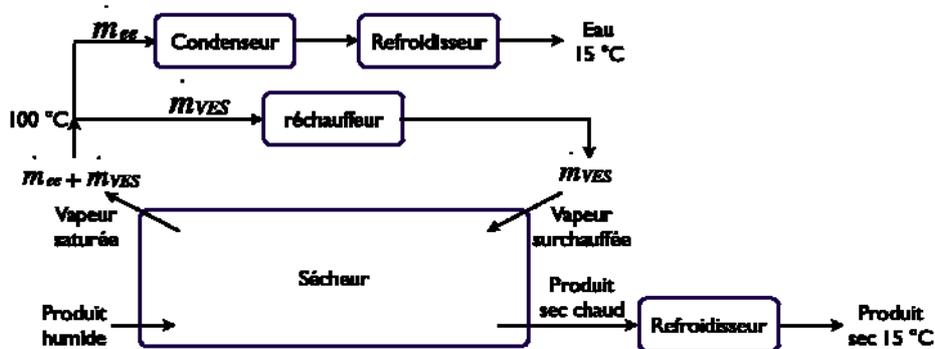


Figure 3-20. Schéma du procédé de séchage par vapeur surchauffée.

Comme le montre le schéma, l'évolution de la vapeur passe par les étapes suivantes :

- Séchage. Lors de cette étape, la vapeur surchauffée, avec un débit massique m_{VES} , entre dans le sécheur, et absorbe le débit d'eau évaporée (m_{ee}) du produit. Son évolution est similaire à celle de l'air de séchage, donc isenthalpe. La chaleur sensible cédée par la VES au produit est compensée par la chaleur latente d'évaporation de l'eau. La vapeur sort alors du sécheur avec un débit égal à $m_{VES} + m_{ee}$.
- Séparation. La vapeur issue du séchage est séparée en deux débits massiques (m_{VES} et m_{ee}). Elle est alors à l'état saturé.

- Le débit massique m_{VES} est ensuite réchauffé à la température de 150 °C par exemple pour être renvoyé au sécheur. Ce réchauffage représente un flux froid.
- Le débit massique m_{ee} est ensuite condensé et refroidi à la température de l'environnement de 15 °C. Cette évolution représente un flux chaud.

Contrairement au cas de séchage à l'air sec, la séparation de la vapeur d'eau éliminée du fluide de séchage (VES) ne nécessite pas le refroidissement du mélange, car le mélange est un corps pur (l'eau). Il est donc possible de représenter sur les courbes composites l'évolution du produit sans les utilités (représentées par l'évolution de la VES).

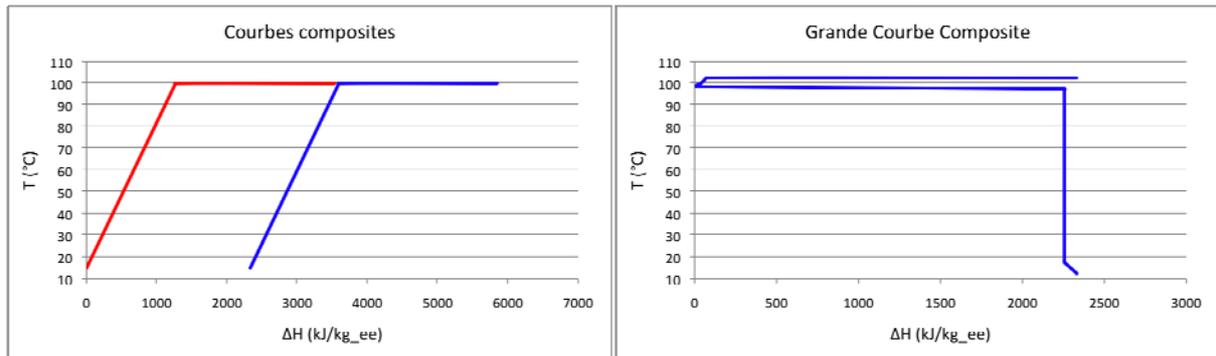


Figure 3-21. Courbes Composites et Grande Courbe Composite du procédé de séchage par VES

Les courbes sont ainsi semblables à celles de la concentration des produits liquides (voir paragraphe 2.2), et l'installation d'une CMV est par analogie intéressante. Cependant, dans ce cas, l'échange entre la vapeur comprimée et le produit doit se faire à l'aide d'un fluide intermédiaire (la VES), contrairement à la concentration ou au séchage conductif où l'échange entre la vapeur comprimée et le produit se fait sans fluide intermédiaire. Il s'agit donc de connaître les températures d'entrée et de sortie de la VES au sécheur. Comme déjà mentionné, déterminer la température d'entrée optimale de la VES de façon générique n'est pas possible, et donc une valeur de 130 °C sera prise. Dans le cas où le produit impose une température d'entrée différente, cette étude peut être facilement adaptée. En supposant alors un pincement utilité (dans l'échangeur vapeur comprimée-VES) égal au pincement du procédé (5 K), la vapeur comprimée doit avoir une température de condensation de 135 °C. Le COP_f de Carnot ainsi calculé par l'équation (3.8) est d'environ 10,66, donnant un COP_f d'environ 6,4 en utilisant un rendement global du compresseur égal à 60 %. Cependant, la température de condensation impose un taux de compression élevé (de l'ordre de 3) pour un compresseur de vapeur d'eau, ce qui dégrade le rendement global de ce dernier. Une compression bi-étagée peut alors être conçue en vue d'augmenter le rendement de compression. L'étude de la CMV bi-étagée est alors effectuée et ensuite comparée à la valeur obtenue en utilisant l'équation (3.8).

Le schéma du système est présenté Figure 3-22 avec :

- PI la Pression Intermédiaire de compression
- HP la Haute Pression de compression
- C1 le compresseur 1^{er} étage
- C2 le compresseur 2^{ème} étage

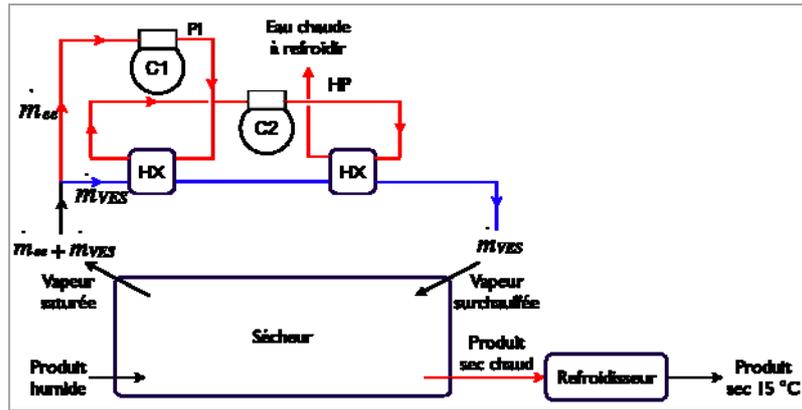


Figure 3-22. Schéma du procédé de séchage par vapeur avec CMV bi étagée.

A la sortie du compresseur, un débit de vapeur égal à celui de l'eau évaporée est séparé du reste de la vapeur se trouvant alors à l'état de saturation. Ce débit est ensuite comprimé à la pression intermédiaire, refroidi par échange avec la VES et recomprimé à la pression finale de 313 kPa (pour T saturante égale à 135 °C) pour être refroidi, condensé et sous-refroidi dans l'échange avec la VES froide. Pour déterminer la pression intermédiaire optimale, la courbe du travail des compresseurs est tracée pour un intervalle de pressions intermédiaires [101,3 ; 313] kPa (Figure 3-23). Cependant, dans ce cas la consommation des compresseurs n'est pas le seul critère à optimiser. Il s'agit de choisir la pression intermédiaire optimale de manière à minimiser cette consommation mais aussi à récupérer l'énergie de désurchauffe de la vapeur à cette pression intermédiaire, pouvant servir à chauffer la VES.

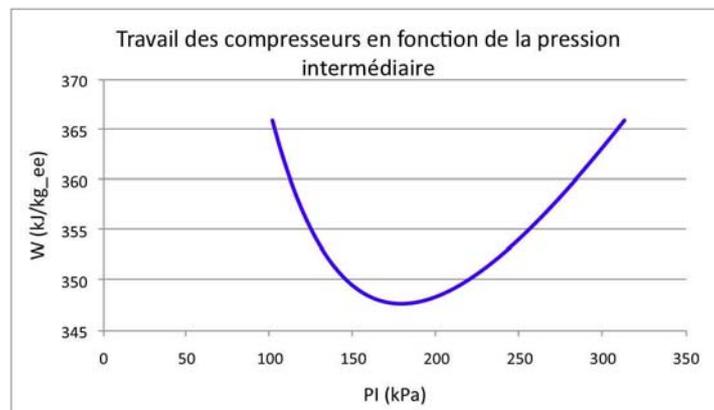


Figure 3-23. Variation du travail total des compresseurs selon la pression intermédiaire

La pression intermédiaire permettant un travail minimal des deux compresseurs est de l'ordre de 180 kPa, correspondant à une consommation totale de 347,6 kJ/kg_{ee}. La température de saturation de l'eau à cette pression est d'environ 117 °C, ce qui permet une récupération totale de la désurchauffe à pression intermédiaire tout en maintenant le pincement. Le COP_f réel ainsi calculé est de l'ordre de 6,5, imposant une erreur de 1,5 % par rapport au calcul du COP selon l'équation (3.8). Lors de l'utilisation de la totalité de l'eau évaporée pour la compression, une surproduction de chaleur a lieu, produisant ainsi des pertes exergétiques se manifestant sur la consommation totale des compresseurs. Une étude plus poussée pourrait être réalisée pour déterminer la quantité optimale d'eau éliminée à compresser, surtout en l'absence d'utilisation de ce surplus de chaleur (hors séchage). Cette étude ne sera pas menée dans le travail présent. La GCCNE est présentée Figure 3-24.

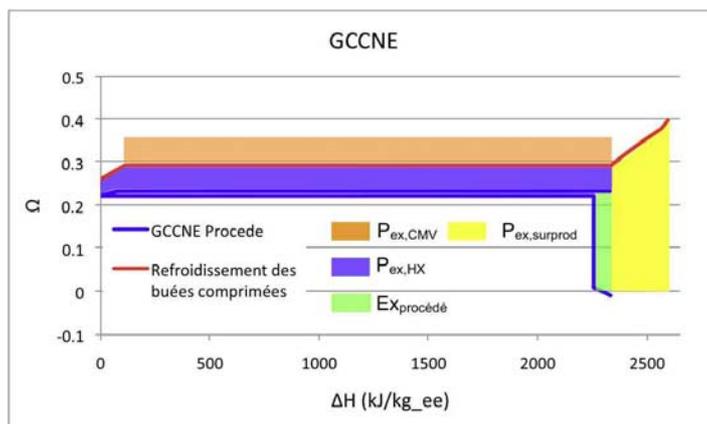


Figure 3-24. GCCNE du procédé de séchage par VES avec CMV

Lors de l'utilisation de la CMV, le pré-chauffage du produit sera assuré par le refroidissement de la vapeur comprimée condensée, et par le refroidissement du produit sec. Comme pour le séchage conductif, cet échange nécessite un fluide intermédiaire qui augmentera le pincement. La représentation de l'évolution de ce fluide n'est cependant pas nécessaire, à condition d'augmenter le pincement local du procédé au niveau de cet échange. Le pincement est alors augmenté de 5 K.

Le séchage par VES utilisant la CMV pour remonter le niveau d'énergie de la vapeur éliminée consomme **347 kJ/kg_ee**.

3.2.2.3. Comparaison du séchage par vapeur au séchage à l'air chaud

Les deux systèmes de séchage étudiés ne peuvent pas être comparés d'une manière systématique. En effet, le séchage à l'air étudié est un séchage effectué à une température d'évaporation de 30 °C, tandis que le séchage par vapeur étudié est effectué à une température d'évaporation de 100 °C. Pour comparer les deux systèmes, les températures de séchage doivent être comparables. Par contre, la comparaison des avantages de chacun des deux systèmes est possible.

➤ Contraintes sur la température de séchage

La température de séchage est généralement imposée par la qualité du produit (produits thermosensibles par exemple). Si le produit ne présente pas de contraintes au niveau de la température limite de séchage, le choix du meilleur système sera basé sur le critère de la consommation énergétique ainsi que sur la productivité. Il est donc intéressant de comparer les deux systèmes selon la température de séchage maximale imposée par le produit.

➤ Séchage à basse température

Lors d'un séchage à basse température, la consommation énergétique du séchage par VES reste largement inférieure à celle d'un séchage à l'air. Cependant, la basse température de séchage impose un vide partiel. Ce vide partiel conduit à l'augmentation de la consommation totale du compresseur de vapeur, ainsi que de la consommation du système par ajout d'une pompe à vide. De plus, le vide partiel est difficilement assuré lors de la présence d'un produit solide, en particulier pour un procédé continu. Cependant, le séchage basse température à l'air peut s'effectuer à la pression atmosphérique, et par suite éliminer cette consommation. Le choix optimal dans ce cas peut être déterminé une fois que le produit et l'architecture du sècheur sont déterminés.

➤ Séchage à haute température

Quand le produit permet une température de séchage relativement élevée (supérieure à 100 °C, la température de saturation de l'eau à pression atmosphérique), le séchage par VES présente des avantages du point de vue énergétique. L'utilisation de la VES comme

fluide de séchage permet une séparation systématique du mélange VES-vapeur éliminée, tandis que le séchage à l'air nécessite un refroidissement du mélange puis son chauffage pour permettre de le séparer. Même dans le cas de l'utilisation d'une PAC, qui récupère l'énergie disponible lors du refroidissement de l'air humide pour la restituer à plus haute température au chauffage de l'air, les pertes exergétiques inévitables dans la PAC et les différents échangeurs augmentent sa consommation énergétique.

D'autre part, l'utilisation de fluides frigorigènes possédant des températures critiques élevées (permettant l'utilisation de la PAC entre 90 et 140 °C) et en même temps répondant aux critères environnementaux (protection de la couche d'ozone, réchauffement climatique, etc.) n'est pas évidente. Il s'ensuit que la PAC à circuit ouvert, utilisant l'eau comme fluide frigorigène est mieux adaptée dans ce cas. L'utilisation du circuit ouvert permet un pincement nul au niveau de l'évaporateur, et donc des pertes exergétiques moindres, conduisant à une consommation énergétique moins importante.

Finalement, le choix du procédé de séchage le mieux adapté ne peut pas se faire d'une manière absolue, les différents points cités doivent être pris en compte pour chaque cas étudié. Les analyses énergétique et exergétique détaillées du séchage à l'air à 30 °C et du séchage par VES à 100 °C ont été effectuées pour généraliser l'étude. Pour un procédé particulier, ces deux études peuvent être adaptées et les deux systèmes comparés d'une manière quantitative pour déterminer le meilleur procédé de transformation.

3.2.3. Séchage radiatif

Différentes techniques de séchage par rayonnement sont utilisées dans l'industrie. Une liste de leurs avantages et inconvénients est donnée ci-après.

➤ **Séchage par rayonnement infrarouge**

Ce type de séchage consiste à chauffer le produit par l'intermédiaire d'un rayonnement infrarouge provenant d'un émetteur. L'émetteur est alimenté soit en énergie électrique, soit en énergie combustible. Les avantages du rayonnement infra-rouge résident dans la vitesse de montée en température. Cependant cet avantage ne vaut que pour les produits minces. Les produits d'une certaine épaisseur ne peuvent pas être chauffés avec une vitesse très élevée afin d'éviter les phénomènes de croûtage lorsque l'apport d'énergie (dans ce cas le rayonnement) ne permet pas une pénétration minimale dans l'épaisseur du produit. Or le rayonnement infrarouge ne possède pas cette capacité de pénétration [NAD95].

Les inconvénients du séchage par rayonnement infrarouge se présentent par la limitation aux produits minces, ainsi que par l'impossibilité de récupérer la chaleur disponible dans la vapeur éliminée du produit.

➤ **Séchage par micro-ondes**

Les micro-ondes agissent sur l'eau contenue dans le produit. Leur pouvoir de pénétration est plus important que celui du rayonnement infrarouge. En effet, les micro-ondes pénètrent le produit et agissent sur l'eau contenue en provoquant une vibration élevée des particules d'eau, et par suite leur chauffage. L'avantage principal de ce procédé de séchage est présent dans le chauffage volumique. Il permet un transfert de chaleur volumique au produit, éliminant ainsi le risque du croûtage.

D'autres types de séchage par rayonnement existent encore (comme le rayonnement haute fréquence ou autre). En général, les pertes énergétiques dans ce système de séchage sont limitées, et la consommation énergétique est donc proche du besoin énergétique pour le chauffage du produit et l'évaporation de l'eau contenue. Ce type de séchage ne sera pas analysé. D'autre part, le séchage par rayonnement n'est recommandé que lorsque la qualité du produit l'exige, car le séchage conductif et le séchage par convection permettent la récupération de l'énergie disponible dans l'eau éliminée (sous forme de vapeur) par

l'intermédiaire d'une PAC. Les procédés de séchage par convection ou par conduction sont donc plus économes en énergie.

4. Nettoyage des équipements industriels

Le nettoyage des équipements industriels constitue une opération générique du point de vue procédé et du point de vue énergétique. En effet, dans les industries agro-alimentaires, pharmaceutiques ou chimiques, le nettoyage et la désinfection des matériels représentent une opération régulière (généralement effectuée tous les jours). Cette opération consomme de l'énergie thermique pour le chauffage des différentes solutions de nettoyage. Il est donc intéressant d'étudier cette opération dans le but de déterminer un procédé optimal selon l'approche AEEP et notamment l'étape « Analyse Procédé » de cette méthode.

4.1. Analyse moléculaire

Pour analyser l'opération de nettoyage des équipements, il faut tout d'abord définir le terme « nettoyage » et les buts de cette opération. Shapton définit le terme « propre » de trois points de vue différents [SHA98].

- D'un point de vue chimique : quand les substances chimiques utilisées pour le nettoyage ou autres opérations sont éliminées de la surface en question par rinçage.
- D'un point de vue physique : quand tous les résidus de produits ou autres sont éliminés par le nettoyage.
- D'un point de vue microbiologique : quand le nombre et le type de micro-organismes est réduit à un niveau acceptable.

Cette définition reste valable pour toutes les industries. Pour les industries chimiques, alimentaires et pharmaceutiques, les 3 critères de nettoyage sont exigés.

Par ailleurs, l'évaluation du nettoyage ne peut pas être régulièrement effectuée (lors de chaque lavage), ce qui amène à une diversité des critères de qualité. Selon les industriels, les cycles de lavage sont prédéfinis et généralement peu modifiables, leurs durées sont intégrées dans la productivité du procédé. Le cycle de lavage comporte différentes étapes, chacune visant à atteindre l'un et/ou l'autre des trois principes définissant le nettoyage. Dans les industries agro-alimentaires par exemple, le nettoyage comporte en général 5 étapes ([ABO06a], [ABO06b]).

- Un pré-lavage à l'eau froide. Cette étape est réalisée en premier lieu, pour éliminer les résidus de produits sur les équipements. Selon la définition ci-dessus, cette étape sert à nettoyer « physiquement » le matériel.
- Un lavage à la solution basique. Généralement, la solution utilisée est la soude, à une température de l'ordre de 75 °C. Cette étape répond aux critères physiques et microbiologiques du nettoyage, la soude pouvant éliminer certains types de micro-organismes et servant aussi à mieux éliminer les résidus de produits persistants après le pré-lavage. La température élevée de 75 °C sert à l'élimination des micro-organismes, qui ne peuvent pas survivre à des températures supérieures à 72 °C généralement.
- Un premier rinçage à l'eau froide. Cette étape a un but chimique. Il s'agit d'éliminer les résidus de solution basique, et de neutraliser le PH du liquide mouillant les matériels.
- Un lavage à la solution acide. L'acide est utilisé à une température pouvant aller de 65 à 75 °C. L'acide élimine les micro-organismes persistants après le lavage à la soude. Certains industriels appliquent le lavage acide à un rythme hebdomadaire tandis que le lavage à la soude représente une opération journalière.

- Un deuxième et dernier rinçage à l'eau froide. Ce rinçage a un but chimique : éliminer les résidus de la solution acide. D'une manière générale, et pour l'économie de la consommation en eau, l'eau du dernier rinçage est recyclée pour être réutilisée pour le pré-lavage d'autres matériels.

Déterminer l'énergie requise pour le nettoyage nécessite de déterminer les opérations nécessaires. Cependant, ce type d'opérations est différent d'autres types d'opérations de transformation déjà étudiées, où le chauffage du produit est dominant d'un point de vue qualité. De plus, le produit fabriqué de l'usine n'intervient pas dans ce cas, mais par contre, les matériels de fabrication (des échangeurs, des tuyauteries, des cuves, etc.) sont l'objet principal de cette opération. Il s'agit donc de déterminer l'énergie nécessaire pour que le matériel soit nettoyé. Les durées des opérations de nettoyage présentent des hétérogénéité selon les procédés. Il est donc difficile de généraliser sur tous les cycles de lavage existants. Les critères de qualité et de productivité dépendent des spécificités de chaque procédé. Il est donc intéressant d'étudier un exemple réel de cycle de nettoyage, la même démarche pouvant être appliquée aux autres cycles de nettoyage existants avec des adaptations.

L'énergie minimale théoriquement consommée par le produit est nulle, parce qu'il est nécessaire uniquement de laver le matériel avec le produit à la température donnée. Par contre, les différentes températures des solutions de nettoyage (eau de rinçage, solution acide, solution soude) provoquent un échange de chaleur entre ces solutions et le matériel. Le produit de lavage perd ou gagne de la chaleur vis-à-vis du matériel. Pour déterminer l'énergie consommée, il faut étudier l'évolution énergétique du matériel durant le cycle, ainsi que l'énergie récupérable disponible dans les différents flux rejetés (notamment l'eau de rinçage).

4.2. Analyses énergétique et exergetique

Le schéma de la Figure 3-25 représente le cycle de lavage étudié. Il est supposé que le débit des solutions de lavage, ainsi que la durée de chaque étape sont tels que les températures du matériel et de la solution sont égales à la fin de l'étape concernée. Cette forme d'échange est similaire à un échange à co-courant idéal.

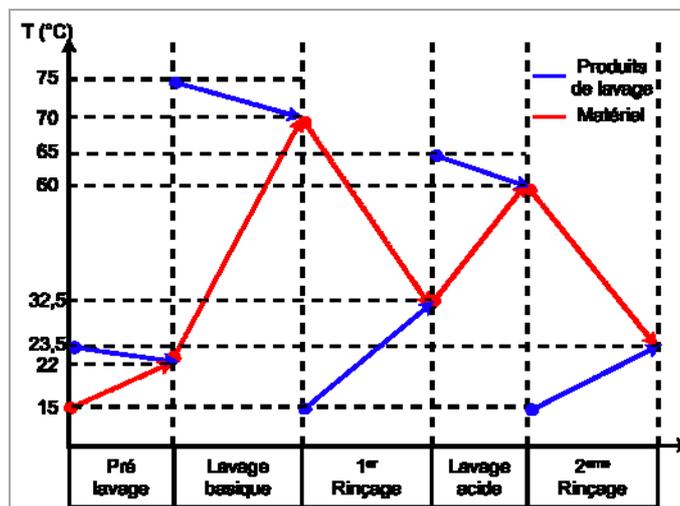


Figure 3-25. Schéma d'échange de chaleur dans un cycle de lavage

L'énergie minimale requise pour l'opération est déterminée par le gain énergétique du produit (le matériel dans ce cas) à chaque étape de l'opération. En supposant un refroidissement à la température initiale après le dernier rinçage, cette énergie est nulle. Par contre, le calcul de cette quantité d'énergie suppose la récupération totale de l'énergie absorbée par le produit. Cette récupération ne peut se faire que par l'intermédiaire de l'eau de rinçage. Or, pour des raisons de qualité et de sécurité bactériologique, ces eaux ne peuvent pas entrer en contact avec les produits de lavage (eau de rinçage propre par

exemple). Pour toute récupération de l'énergie contenue dans les eaux de rinçage sales, un circuit intermédiaire est nécessaire.

Pour représenter les courbes composites du procédé, il faut déterminer les flux « produit » et les flux « utilités ». Logiquement, le matériel représente le produit et les solutions de lavage associées aux eaux de rinçage représentent les utilités. Il faut cependant prendre en considération que la méthode du pincement suppose que tout échange entre différents flux est possible. Par ailleurs, l'échange entre le produit chaud et le produit froid n'est pas réellement possible selon la définition du procédé de lavage, sauf l'échange par le fluide intermédiaire que représente l'eau du 2^{ème} rinçage. En effet, le produit en se refroidissant durant la dernière étape du cycle (voir Figure 3-25), chauffe l'eau du dernier rinçage. Cette eau est réutilisée à la même température (en supposant des pertes de chaleur nulles), et par suite elle chauffe le produit durant la première étape. Les courbes composites « imposées » sont présentées par la Figure 3-26.

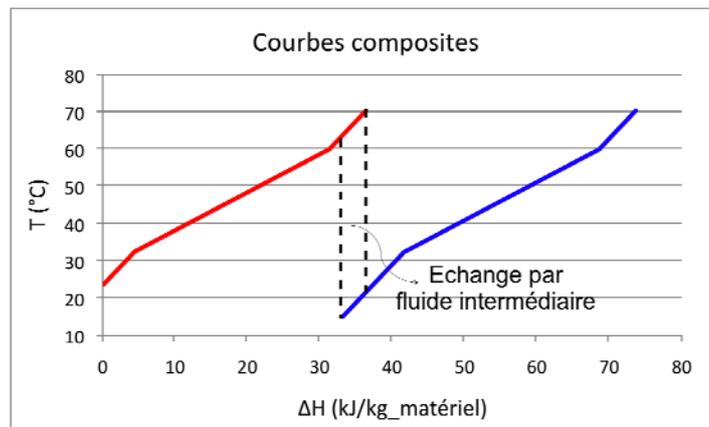


Figure 3-26. Courbes composites de l'évolution du matériel lavé

Cependant, ces courbes induisent en erreur, parce qu'elles supposent l'échange entre le matériel chaud et le matériel froid à un endroit erroné. De plus, elles présentent un besoin énergétique à un niveau de température allant d'environ 22 °C à 70 °C. Lors d'une analyse composite classique, les utilités associées à ce besoin sont normalement adaptées au niveau de température. Cependant, dans le cas d'un lavage de matériel, la température des utilités et leur débit thermique (mc_p), et donc leur évolution sur la courbe, sont fixés par la qualité du produit (dans ce cas la propreté du matériel). La production des utilités (acide et base) représente le besoin réel du procédé, et non le chauffage du matériel à laver. Pour représenter le besoin en énergie et l'énergie disponible pour ce procédé, il faut représenter l'évolution des solutions de lavage (besoin) et celle des eaux sales à la sortie (disponibilité). Il faut donc les déterminer. Les flux se composent comme suit.

- La solution basique : la qualité impose que cette solution soit à 75 °C avant son entrée dans le cycle de lavage. D'autre part, la solution cède de l'énergie au contact du matériel froid, et sort du procédé à 70 °C. Elle est ensuite recyclée pour être réutilisée à nouveau dans le procédé. Elle représente un besoin énergétique pour la chauffer de 70 °C à 75 °C.
- La solution acide : elle suit le même cycle que la solution basique avec les températures d'entrée et de sortie dans le cycle de lavage respectivement de 65 et de 60 °C. Elle représente donc un besoin énergétique pour la chauffer de 60 à 65 °C.
- Les eaux de rinçage : deux débits d'eau de rinçage sont distingués, l'eau du premier rinçage et l'eau de pré-lavage. En effet, l'eau du deuxième rinçage est recyclée pour être utilisée lors du pré-lavage ; elle est ensuite rejetée à l'égout, comme l'eau du premier rinçage. Ces débits d'eau représentent de l'énergie disponible. Cependant, lors de l'utilisation de ces eaux sales, il est impératif d'utiliser un fluide intermédiaire

(voire 2) pour la récupération de l'énergie, parce que le contact entre l'eau de rinçage sale et l'eau de rinçage propre est interdit par les critères de sécurité.

Les flux sont présentés Figure 3-27.

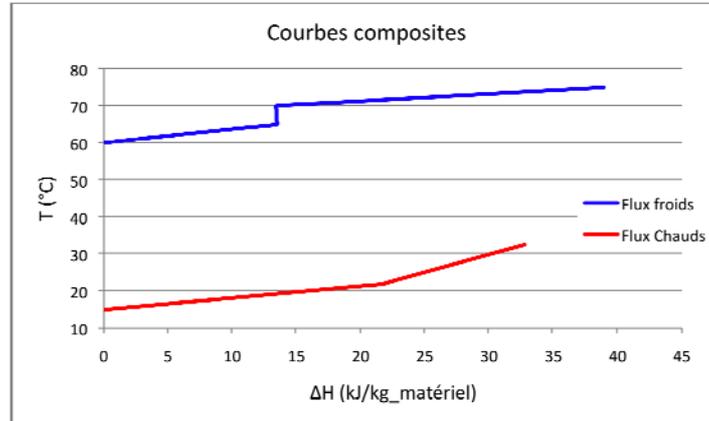


Figure 3-27. Courbes composites des besoin et disponibilité du procédé de lavage étudié

Il est clair d'après la définition du besoin énergétique et de l'énergie disponible que les flux chauds et les flux froids ne peuvent pas échanger de chaleur entre eux. En effet, l'énergie des flux chauds (les eaux sales de rinçage et de pré-lavage) est disponible sur l'intervalle de température [15 ; 32] °C, tandis que les flux froids (solution acide et solution basique) sont présents sur l'intervalle [60 ; 75] °C. Les courbes composites dans ce cas ne servent pas. Cependant, pour l'installation d'une PAC afin de relever le niveau de température de l'énergie disponible dans les rejets d'eaux sales, ces courbes peuvent identifier les besoins et les niveaux de température correspondants. Il est à noter que la courbe chaude et la courbe froide commencent toutes les deux à un niveau de ΔH nul, puisqu'un échange direct n'est pas possible. Elles sont présentées Figure 3-27. Comme le montre cette figure, la diminution horizontale du besoin énergétique n'est pas possible par récupération directe. Cependant, étant donné que le besoin réellement nécessaire pour la qualité du produit (donc le degré de propreté du matériel à laver) est défini par le débit et la température des solutions acide et basique, ce besoin peut être diminué par une modification du cycle, de manière à limiter le refroidissement des solutions dans le procédé. Un préchauffage des eaux de rinçage peut remédier à ce problème, en déplaçant le besoin énergétique de la haute température des solutions à la basse température des eaux de rinçage. La Figure 3-28 présente le nouveau cycle de lavage avec le préchauffage des eaux de rinçage.

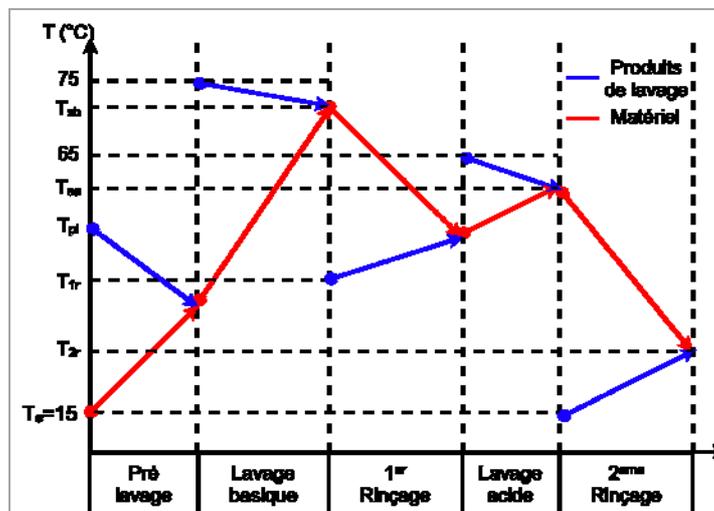


Figure 3-28. Nouveau cycle de lavage avec pré chauffage des eaux de rinçage

Avec :

- T_{sb} : température de sortie de la solution basique
- T_{sa} : température de sortie de la solution acide
- T_{pl} : température de pré chauffage de l'eau de pré lavage
- T_{1r} : température de pré chauffage de l'eau du 1^{er} rinçage
- T_{2r} : température de sortie de l'eau du dernier rinçage
- T_e : température de l'environnement

Le besoin en énergie thermique sera donc réparti comme suit :

- besoin de chauffage de la solution basique de T_{sb} à 75 °C
- besoin de chauffage de la solution acide de T_{sa} à 65 °C
- besoin de chauffage de l'eau du premier rinçage de T_e à T_{1r}
- besoin de chauffage de l'eau sortant du deuxième rinçage de T_{2r} à T_{pl}

Le préchauffage des eaux de rinçage et de prélavage peut s'effectuer en partie (voire en totalité) par échange (avec fluide intermédiaire) avec les mêmes eaux sortantes. Ensuite, il faut déterminer le couple (T_{pl}, T_{1r}) optimal pour une dépense énergétique minimale.

Pour ce faire, il s'agit de déterminer la température de préchauffage de l'eau du 1^{er} rinçage ainsi que celle du prélavage, permettant un besoin énergétique minimal.

Il est donc nécessaire d'étudier l'évolution des températures de sortie du matériel et des produits en contact (eaux de rinçage ou solution de lavage). Il suffit d'appliquer le premier principe de la thermodynamique à chaque étape du cycle successivement, et déterminer les différentes températures, en supposant une température égale à la sortie de chaque étape. L'équation sert à déterminer la température de sortie de chaque étape, connaissant les températures d'entrée de chaque flux.

$$T_s = \frac{mc_{p,f1}T_{e1} + mc_{p,f2}T_{e2}}{mc_{p,f1} + mc_{p,f2}} \quad (3.15)$$

Avec :

- mc_p le débit thermique du flux
- T_s la température de sortie des deux flux
- T_e la température d'entrée du flux

Connaissant les débits thermiques des différents flux d'après la définition initiale du cycle, les températures de sorties peuvent alors être calculées pour des températures d'entrée de l'eau de prélavage et de l'eau du 1^{er} rinçage incluses dans des intervalles bien définis, afin de déterminer le couple permettant la consommation énergétique minimale. Lors du calcul de l'énergie récupérable par échange de chaleur entre les eaux sales et les eaux froides, un pincement de 4 K est pris pour chacun des échangeurs. En utilisant un fluide intermédiaire, le pincement de l'échange entre les eaux sales et les eaux propres est alors de 8 K.

Par ailleurs, le déplacement du besoin en énergie thermique permet de récupérer directement une partie de l'énergie cédée au matériel. Ainsi les besoins en énergie ainsi que l'énergie disponible, seront premièrement déplacés en niveau de température, et deuxièmement l'énergie disponible restante diminue. Le COP d'une PAC éventuelle change selon la température de préchauffage des eaux de rinçage et de prélavage. Il est donc important de déterminer le COP de Carnot pour chaque température. Pour ce faire, il faut déterminer les températures moyennes d'évaporation et de condensation en vue de déterminer les caractéristiques du cycle équivalent de Carnot. De plus, pour diminuer les

pertes exergétiques au niveau du condenseur et de l'évaporateur, un mélange de fluides à glissement de température est intéressant.

L'énergie thermique assurée par la PAC est requise à une température de 75 °C quelles que soient T_{pl} et T_{1r} . Par la suite, la température de condensation ne varie pas avec la variation de ces dernières. En supposant un pincement de 4 K au condenseur, un glissement de température maximal de 15 K [MUR08], la température moyenne de condensation est alors de l'ordre de 75,5 °C.

La température d'évaporation est plus compliquée à déterminer, car la température de disponibilité énergétique (eaux sales) change selon la variation du couple (T_{pl}, T_{1r}). De plus, la température finale du refroidissement des eaux sales n'est pas forcément égale à celle de l'environnement. En effet, lorsque l'énergie des effluents est récupérée par échange direct pour le préchauffage des eaux de rinçage et de pré lavage, l'énergie restante n'est pas toujours suffisante pour produire la quantité de chaleur requise au niveau du condenseur. Il faut donc refroidir ces eaux à une température inférieure à celle de l'environnement, diminuant la température d'évaporation du cycle.

Pour la simplicité du calcul, la puissance frigorifique nécessaire au niveau des flux d'effluents est prise égale à la puissance calorifique du besoin. Dans ce cas de calcul, la production de chaleur au niveau du condenseur est en excès par rapport au besoin réel, et donc la température d'évaporation calculée est inférieure à la température réelle. Cependant, l'incertitude de calcul sur la valeur de la température d'évaporation provoquée par cette hypothèse est négligeable, et par suite l'hypothèse peut être adoptée pour la détermination de la température moyenne d'évaporation.

Finalement, pour calculer la température d'évaporation équivalente du cycle de Carnot, il faut :

- déterminer la température de refroidissement nécessaire des effluents pour assurer la quantité de chaleur requise au condenseur. Ceci est fait en déterminant la quantité d'énergie manquante au niveau de l'évaporateur, et ensuite en déterminant la température de refroidissement nécessaire pour assurer cette quantité d'énergie
- déterminer la température minimale d'évaporation en prenant un pincement de 4 K (un fluide intermédiaire n'est pas nécessaire au niveau de l'évaporateur). Utilisant la même valeur du glissement de température maximal, la température moyenne d'évaporation est alors calculée.

Ensuite, le rendement exergétique moyen de la PAC revient au rendement exergétique moyen du compresseur associé au détendeur, les pertes exergétiques du condenseur et de l'évaporateur étant déjà prises en compte respectivement par les températures moyennes de condensation et d'évaporation. Un rendement d'environ 50 % semble raisonnable. Le COP réel de la PAC est alors calculé par l'équation (3.5). La Figure 3-29 présente l'évolution du besoin en énergie mécanique de la PAC en fonction de la température d'entrée de l'eau de pré lavage (T_{pl}) et de la température d'entrée de l'eau de rinçage (T_{1r}).

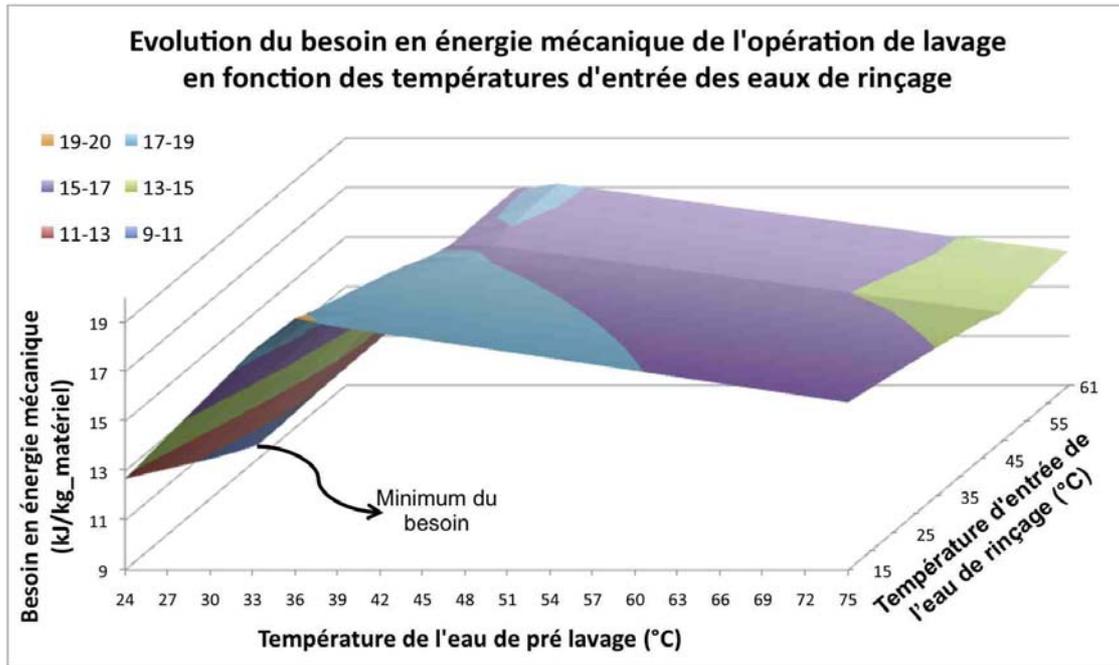


Figure 3-29. Evolution du besoin en énergie mécanique de l'opération de lavage en fonction des températures d'entrée des eaux de rinçage.

Le minimum de la consommation est obtenu pour une température d'entrée de l'eau de pré lavage de l'ordre de 24 °C (donc sans besoin de préchauffage) et pour une température de préchauffage de l'eau de rinçage de l'ordre de 45 °C. Cette consommation est d'environ 9,57 kJ/kg_matériel, elle correspond à un COP de la PAC de l'ordre de 2,9. En effet, le COP obtenu n'est pas le COP maximal pouvant être obtenu pour une PAC installée sur les effluents. La consommation en énergie mécanique de la PAC dépend en effet de deux paramètres : le COP et le besoin en énergie thermique du procédé de lavage. L'optimum obtenu correspond en effet à un besoin minimal en énergie thermique, ce qui montre que la variation de la température de préchauffage de l'eau de rinçage possède un effet plus important sur le besoin thermique qu'elle ne le possède sur le COP final de la PAC. Le procédé optimal serait de préchauffer l'eau du premier rinçage à une température de l'ordre de 45 °C en récupérant l'énergie des eaux sales sortant avec un fluide intermédiaire, et installer une PAC utilisant les effluents sortant comme source de chaleur.

Le cas optimal étant déterminé, il est possible de visualiser les différents échanges entre les eaux de rinçage sortant du procédé, les eaux de rinçage propres avant préchauffage, et les solutions acide et basique froides sortant du procédé. Les courbes composites sont alors tracées Figure 3-30.

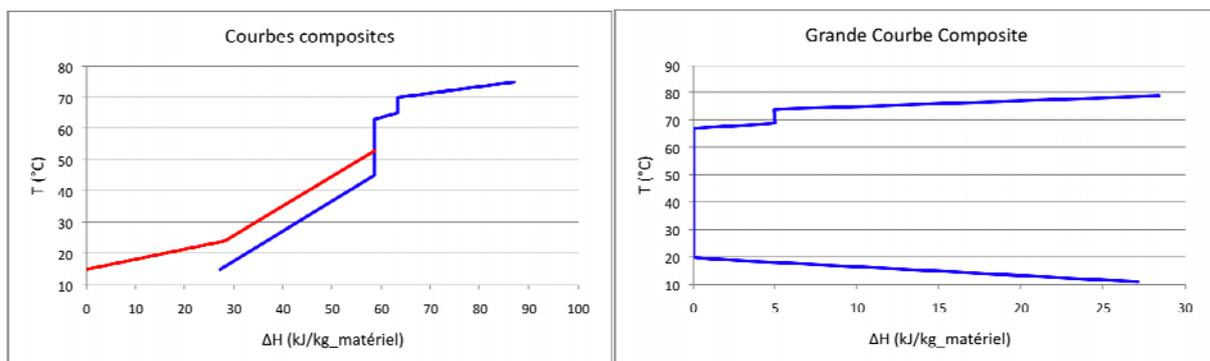


Figure 3-30. CC et GCC du procédé de lavage modifié

Par ailleurs, une comparaison de la consommation selon la GCCNE du procédé initial et modifié est présentée à la Figure 3-31.

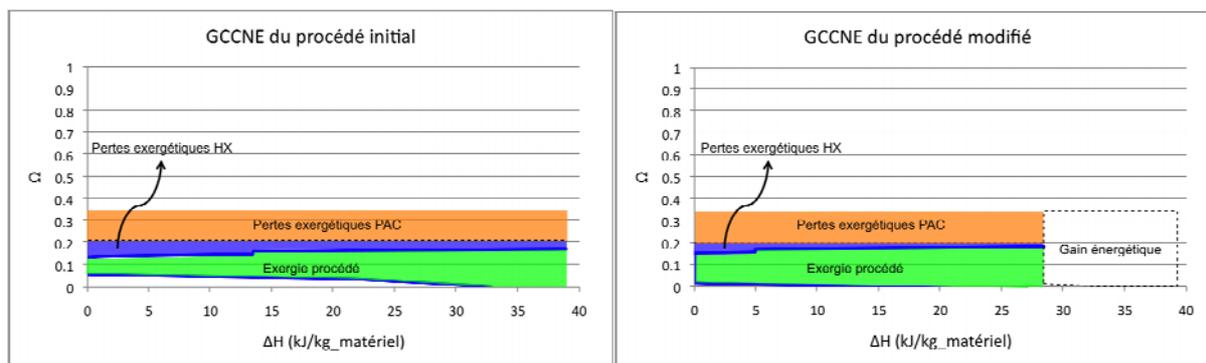


Figure 3-31. Comparaison sur GCCNE des consommations du procédé initial et modifié

Une remarque doit être faite sur les GCCNE présentées à la Figure 3-31. En effet, le procédé initial présente un pincement négatif (les températures des flux froids étant supérieures aux températures des flux chauds). Par la suite, la correction de température en passant des courbes composites à la GCC n'est pas effectuée, par contre elle est effectuée pour le procédé modifié.

Finalement, le meilleur procédé de lavage est donc appliqué en préchauffant les eaux du premier rinçage à une température de 45 °C en utilisant un fluide intermédiaire chauffé par le même débit d'eau sortant du procédé. Ensuite, les eaux sales sortantes seront utilisées comme source de chaleur pour une PAC qui servira à chauffer les solutions basique et acide à la température requise. La consommation finale du procédé est de l'ordre de **9,57 kJ_{méca}/kg_{matériel}**.

5. Epuration bactérienne des produits alimentaires

Dans l'industrie alimentaire, la durée de vie des produits et par suite leur qualité dépendent de leurs contenus bactériologique et microbien. L'opération d'épuration bactérienne est donc une opération fondamentale et générique pour ce secteur. Il est donc intéressant de modéliser ce type d'opérations, selon les qualités requises des différents produits, en vue de déterminer les meilleurs procédés de transformation.

Il s'agit d'effectuer les étapes de l'AP sur cette opération. La première action à mener dans ce cas est l'analyse moléculaire portant sur la qualité du produit et la productivité de l'usine.

5.1. Analyse moléculaire

Dans l'opération d'épuration bactérienne, la qualité du produit se mesure par le nombre de bactéries pathogènes contenues, ainsi que par le nombre d'autres types de bactéries, non nuisibles mais capables de causer des défauts organoleptiques, comme certaines bactéries psychotropes contenues dans le lait et qui peuvent influencer la qualité finale et le rendement de production des fromages ou yaourts [GOU01]. La qualité du produit ainsi que la productivité sont affectées directement par le nombre de bactéries contenues dans la matière première. Pour déterminer les meilleures technologies, il faut déterminer le nombre initial contenu dans la matière première, qui peut largement varier. Une grandeur générique est alors utilisée, le taux de diminution du nombre d'organismes dans le produit appelé Réduction Décimale (RD). La RD est calculée par l'équation (3.16) [GES07].

$$RD = \lg\left(\frac{C_0}{C_f}\right) \quad (3.16)$$

Avec :

- RD la réduction décimale

- C_0 la concentration initiale en microorganismes
- C_f la concentration finale en microorganismes.

Une fois la qualité du produit et la productivité du système de production respectées, il faut déterminer les consommations énergétiques des différentes méthodes de transformation. Pour cela, il faut décrire les procédés de transformation et analyser la consommation énergétique des technologies disponibles.

Différentes méthodes de transformation existent. Ces méthodes peuvent être classées selon deux types de transformation, la séparation par membrane et le traitement thermique.

5.1.1. La séparation membranaire

La microfiltration (MF) est une technologie membranaire permettant l'épuration bactérienne de produits alimentaires comme le lait, les ovoproduits, les boissons, etc. [GES07] sans recours à un traitement thermique à haute température qui peut parfois causer une altération de la qualité organoleptique des produits (comme dans le cas de la bière) [GOU01], [BEA03]. La RD permise par les technologies de microfiltration est supérieure à 3,5 [GES07].

Il s'agit donc, et lorsque la qualité requise correspond aux critères d'application de la microfiltration, d'une technologie innovante. La consommation électrique de l'opération de microfiltration seule est de 2 kWh/m³ de produit traité.

Pour calculer la consommation totale de l'opération d'épuration bactérienne par microfiltration il faut associer toutes les opérations nécessaires. Ces opérations peuvent varier d'un type de produit à l'autre. Pour cela, l'étude est menée sur un type de produit particulier, elle pourra être ensuite étendue à d'autres types, en utilisant la même méthodologie. Le procédé de pré-traitement du lait par microfiltration est présenté Figure 3-32, pour environ tous les produits laitiers [GES07, GOU01]. Ce procédé a été choisi parce qu'il représente l'activité agro-alimentaire la plus utilisatrice de l'épuration bactérienne. Cet exemple sera étudié durant les différentes phases de cette démarche.

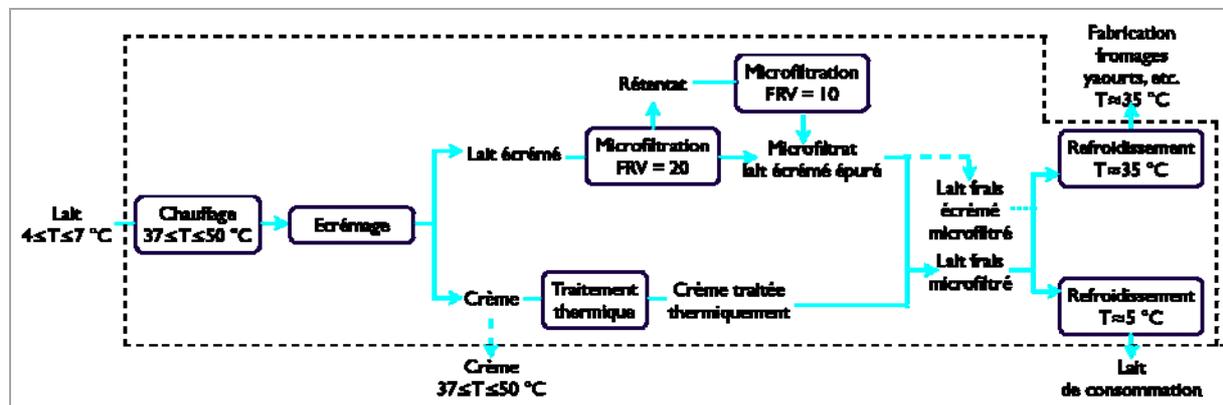


Figure 3-32. Procédé d'épuration bactérienne du lait par microfiltration

Cette description ainsi que les critères d'application permettront plus tard de calculer la consommation énergétique idéale et optimale de cette méthode de transformation, et la comparer aux autres méthodes existantes, en vue de déterminer les MPT. Enfin, pour un critère de qualité représenté par une RD inférieure à 3,5, la MF peut servir comme opération d'épuration bactérienne.

5.1.2. Le traitement thermique

L'épuration bactérienne par traitement thermique est pratiquée traditionnellement pour une grande variété de produits, comme les produits laitiers, végétaux (jus de fruits, concentrés, conserves), ou les boissons. En effet, le traitement thermique appelé pasteurisation varie selon le produit et la qualité désirée, le couple (température de chauffage, temps de

chambrage) varie de (66 °C, 30 s) à (95 °C, 5 minutes) selon les produits et la RD requise. Le traitement thermique d'une intensité supérieure ou égale à (72 °C ; 15 s) conduit à une destruction acceptable des bactéries pathogènes [GOU01]. Le couple Température-Temps varie aussi selon la RD requise. La Figure 3-33 [LEV01] représente l'allure de la courbe de survie d'un type de bactéries en fonction du temps, pour un traitement à une température déterminée.

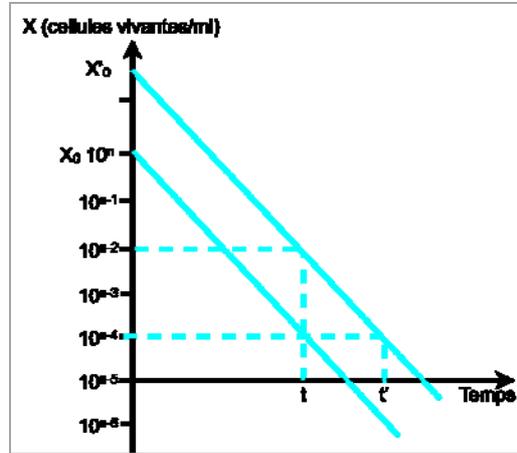


Figure 3-33. Evolution du nombre de bactéries survivantes en fonction du temps

Il est à noter que pour certains produits comme le yaourt, le traitement thermique possède une double fonction, celle de l'épuration bactérienne et celle de changer les propriétés physiques du produit (comme la viscosité) [BEA03]. Dans ce cas le traitement thermique devient indispensable, et par suite non remplaçable par la MF. Comme pour la MF, pour déterminer la consommation énergétique totale du procédé d'épuration bactérienne par traitement thermique, il faut décrire les opérations associées. Pour cela, le prétraitement du lait est aussi pris comme exemple d'étude. Pour un type de produit différent, la même méthodologie peut être appliquée. La Figure 3-34 présente le procédé de transformation de traitement thermique du lait pour épuration bactérienne.

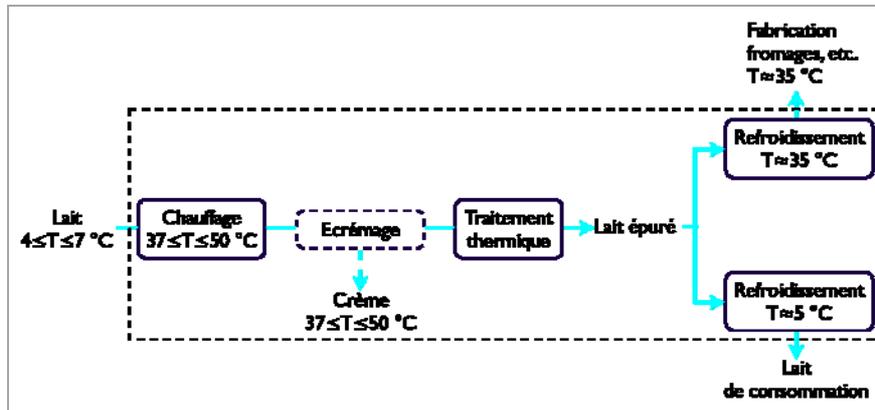


Figure 3-34. Procédé d'épuration bactérienne du lait par traitement thermique

➤ Critères de productivité

Les critères de productivité (comme déjà définis dans le chapitre 2) dépendent des propriétés de l'installation étudiée. Les critères dépendant de l'installation d'une opération de microfiltration peuvent être résumés par la surface des membranes qui varie selon le débit de lait traité. Le calcul de ces surfaces peut être tiré des références citées concernant la microfiltration, [AIM04] et [GES07].

Une étude de terrain sur le secteur agro-alimentaire a été conduite lors de ce travail, de laquelle un critère industriel générique peut être tiré en ce qui concerne le traitement

thermique pour épuration bactérienne du lait. Souvent, et surtout pour les produits laitiers, un double traitement thermique est appliqué lors de la production de produits fabriqués (produits nécessitant de la fermentation ou autres opérations après le traitement thermique, comme les fromages ou les yaourts). En effet, comme le traitement thermique ne peut détruire complètement les bactéries contenues dans le produit, elles peuvent se reproduire si la durée de stockage augmente, la basse température ne pouvant pas arrêter la reproduction bactérienne, mais agissant sur la limitation de sa vitesse [VEI79]. Par suite, lorsque la réception du produit et la production sont décalées temporellement, les industriels jugent plus judicieux d'effectuer un premier traitement thermique à la réception pour ensuite le stocker à une basse température (5 °C pour le lait par exemple). Le deuxième traitement thermique prend alors place avant la production et à sa suite le produit est refroidi à la température de fabrication (par exemple 35 °C pour la fabrication des fromages).

Un double traitement du produit présente bien sûr des pertes énergétiques lorsqu'il n'est pas nécessaire. Par la suite, il est intéressant d'étudier s'il est nécessaire ou non. En effet, selon le type de produit et le type de microorganismes présents, le développement de ces derniers varie selon une courbe bien déterminée. L'allure de cette courbe est présentée à la Figure 3-35 [LEV01].

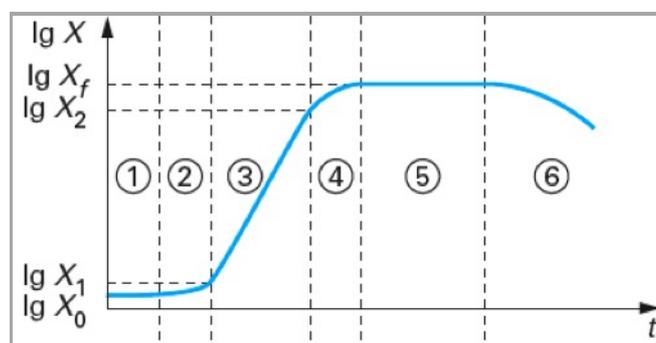


Figure 3-35. Croissance cellulaire de microorganismes en fonction du temps

D'après cette courbe de croissance, propriété du produit et de la température de stockage, pendant les phases 1 et 2 (voir Figure 3-35), la concentration en microorganismes reste acceptable. Par contre, à partir de la phase 3, la croissance devient exponentielle, et par suite la concentration des microorganismes devient inacceptable du point de vue qualité organoleptique et même du point de vue sécurité alimentaire. Dans le cas où la durée de stockage du produit permet de ne pas atteindre la phase 3 de la croissance, le double traitement thermique n'est pas nécessaire. Donc, avec une gestion adaptée de la production, cette deuxième opération de traitement thermique peut être éliminée

5.1.3. Calcul de l'EMR

L'EMR est définie comme étant l'énergie minimale requise pour la transformation du produit en respectant les critères de qualité et de productivité. Il s'agit donc de déterminer la force motrice des différentes méthodes de transformation et calculer ainsi leurs consommations idéales.

➤ Méthode membranaire

Pour calculer l'EMR pour la transformation du produit par la méthode de microfiltration, il s'agit de déterminer les consommations idéales en énergies thermique et mécanique de l'opération de MF ainsi que des opérations nécessaires associées. Pour ce faire, il faut revisiter le système de production décrit à la Figure 3-32. En effet, d'après le schéma du système de production, les opérations consommant l'énergie mécanique sont :

- l'écémage

- la MF
- le pompage du produit

Les opérations thermiques sont :

- le chauffage de la température initiale à la température d'écémage (37-50 °C)
- le traitement thermique de la crème (chauffage à une température de 72-95 °C)
- le mélange de la crème traitée thermiquement et du lait écémé microfiltré. Ce mélange est isenthalpique
- le refroidissement du lait entier (de la température de sortie du mélange à la température finale T_f)

Dans ce cas, il faut distinguer deux cas : le lait entier et le lait écémé. Pour le lait écémé, il est le seul à être refroidi. Pour déterminer l'énergie idéale requise pour l'épuration bactérienne par MF, il faut calculer la consommation idéale de toutes les opérations. Par ailleurs, il faudra ensuite comparer cette consommation à celle de l'épuration par traitement thermique. Pour simplifier le calcul, les opérations communes seront négligées. Ces opérations sont l'écémage et le pompage du produit.

L'énergie mécanique nécessaire concerne donc uniquement l'opération de MF. Comme pour la concentration par membranes, cette consommation idéale dépend directement de la technologie et de la taille de la membrane utilisée. Il est donc plus judicieux d'utiliser les consommations types des technologies de MF. A titre d'exemple, Aimar et al. citent une consommation type des technologies de microfiltration pour les industries laitières, évaluée à environ 7,2 kJ/kg de lait traité.

Par ailleurs, l'énergie thermique idéale consommée dépend directement de la température de refroidissement finale du lait. Pour une température $T_f = 35$ °C, cette consommation est calculée (par opération) et présentée au Tableau 3-4 pour le lait entier, et au Tableau 3-5 pour le lait écémé. La différence entre les deux cas est de l'ordre de 0,32 kJ/kg_lait (représentant 0,3 % de la consommation totale), et par suite les pertes énergétiques associées à la non récupération de la crème peuvent être négligées. La consommation thermique totale est donc de l'ordre de 113,11 kJ/kg.

Tableau 3-4. Calcul de l'EMR thermique pour produits à base de lait entier

Produit	Opération	m (kg/kg_lait)	C_p (kJ/kg.K)	T_e (°C)	T_s (°C)	ΔH (kJ/kg_lait)
Lait entier	Chauffage	1,00	3,77	5,00	37,00	120,64
Crème	Traitement Th.	0,04	3,77	37,00	95,00	9,62
Lait entier	Refroidissement	1,00	3,77	39,55	35,00	-17,15
Somme						113,11

Tableau 3-5. Calcul de l'EMR thermique pour produits à base de lait écémé

Produit	Opération	m (kg/kg_lait)	C_p (kJ/kg.K)	T_e (°C)	T_s (°C)	ΔH (kJ/kg_lait)
Lait entier	Chauffage	1,00	3,77	5,00	37,00	120,64
Lait écémé	Refroidissement	0,96	3,77	37,00	35,00	-7,21
Somme						113,43

Cette consommation idéale correspond à la variation de l'enthalpie du produit entre l'état initial avant la transformation et l'état final à la sortie de la transformation (voir

Figure 3-32), en supposant les différentes étapes de transformation comme adiabatiques réversibles. La consommation idéale est alors donnée par l'équation (3.17). Cette équation permet de calculer l'énergie thermique idéale requise pour l'épuration bactérienne par microfiltration.

$$Q = m_p (h_f - h_i) = m_p c_p (T_f - T_i) \quad (3.17)$$

Avec :

- Q l'EMR thermique à fournir au produit pour la transformation
- m_p la masse du produit (en kg)
- h l'enthalpie du produit (en kJ/kg)
- c_p la chaleur massique du produit (en kJ/kg.K)
- T la température du produit (en K)

Et les indices « i » pour initial (à l'entrée de l'opération) et « f » pour final (à la sortie de l'opération).

Pour une épuration bactérienne par membrane, l'énergie idéale requise est l'énergie mécanique consommée par la technologie membranaire, associée à l'énergie thermique Q donnée par l'équation (3.17). Il faut ensuite déterminer l'énergie idéale requise pour l'épuration par traitement thermique.

➤ **Traitement thermique**

Dans le cas du traitement thermique, les opérations consommant de l'énergie mécanique sont l'écémage et le pompage du produit ; ces opérations ont été négligées parce qu'elles sont communes à l'épuration par MF. L'énergie requise est uniquement thermique. Elle est calculée par la variation de l'énergie interne du produit entre l'état initial et l'état final. La même équation (3.17) donne alors cette consommation en énergie thermique.

La consommation idéale en énergie thermique est la même pour l'épuration bactérienne par MF ou par traitement thermique. Par contre, la consommation en énergie mécanique pour la MF est plus élevée. Ceci implique que l'EMR pour l'épuration bactérienne correspond à celle d'une transformation par traitement thermique. Cette méthode de transformation consomme alors idéalement le moins d'énergie pour une épuration bactérienne du lait. La même analyse peut être effectuée pour d'autres types de produits alimentaires liquides (boissons, jus de fruit, légumes, etc.). Il faut alors déterminer l'énergie optimale consommée servant à déterminer le(s) MPT(s).

5.2. Analyse énergétique et exergétique

Les consommations énergétiques des différents procédés définis lors de l'analyse moléculaire et du calcul de l'EMR vont être comparées. Pour ce faire, il faut d'abord étudier les procédés séparément pour ensuite en faire la comparaison. Par ailleurs, la consommation idéale en énergie mécanique est nulle pour l'épuration par traitement thermique et dépend des technologies de membranes dans le cas d'une MF, cette consommation ne sera donc pas analysée, seule la consommation en énergie thermique est analysée.

5.2.1. Méthode membranaire

L'EMR représente la consommation idéale du procédé, et sert à calculer le rendement réel d'un procédé. Comme expliqué dans le chapitre 2, il s'agit dans ce cas d'établir les Grandes Courbes Composites du Niveau d'Énergie (GCCNE) du procédé de transformation, en vue

de déterminer sa consommation énergétique optimale⁶. Le schéma du procédé de la Figure 3-32 est repris dans ce cas. Comme déjà mentionné, pour un produit à base de lait écrémé, l'énergie perdue contenue dans la crème étant négligeable, il est plus judicieux d'analyser le procédé pour du lait entier. D'autre part, les différentes opérations de chauffage et de refroidissement sont présentées sous forme de plages de température dans le schéma du système de production (Figure 3-32). Des valeurs exemples de températures sont prises pour effectuer le calcul. Dans le cas où ces hypothèses ne correspondent pas à la réalité, il est facile d'adapter l'étude aux nouvelles valeurs. La liste des flux énergétiques présents dans cette opération unitaire (épuration bactérienne), peut être reprise du Tableau 3-4.

Une remarque doit être faite concernant la différence entre la somme des flux froids et celle des flux chauds. Cette différence crée le besoin en énergie thermique pour chauffer le produit de la température de 5 °C à la température finale (35 °C dans ce cas). La récupération totale de l'énergie disponible dans les flux chauds est, dans ce cas, possible pour toute valeur du pincement du procédé inférieure à 30 K, comme montré par la Figure 3-36 représentant les courbes composites du procédé pour les valeurs du pincement de 4 et de 30 K.

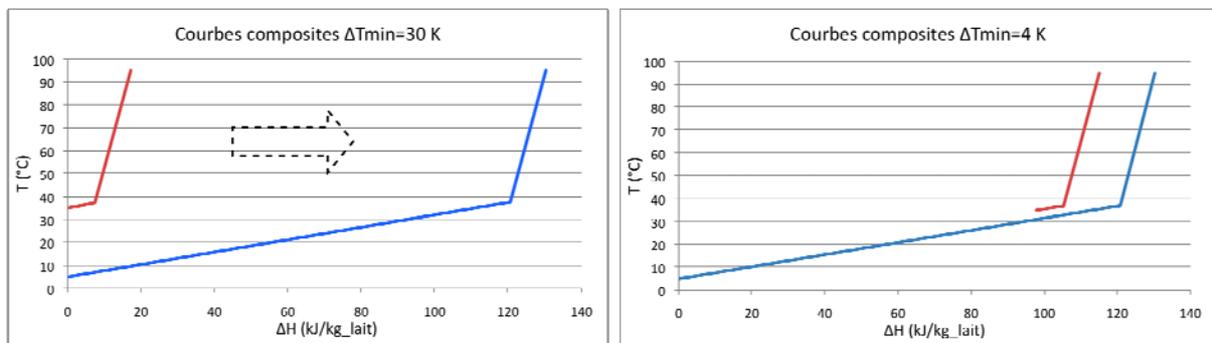


Figure 3-36. Courbes composites du procédé pour $\Delta T_{\min}=30$ et $\Delta T_{\min}=4$ K

Par contre, comme le montrent les GCC du procédé pour les deux valeurs limites du pincement (Figure 3-37), le pincement de 4 K permet un besoin en énergie thermique à basse température, créant donc une demande de chaleur à un faible niveau de température. La valeur de 4 K de pincement sera donc prise pour le reste de l'étude.

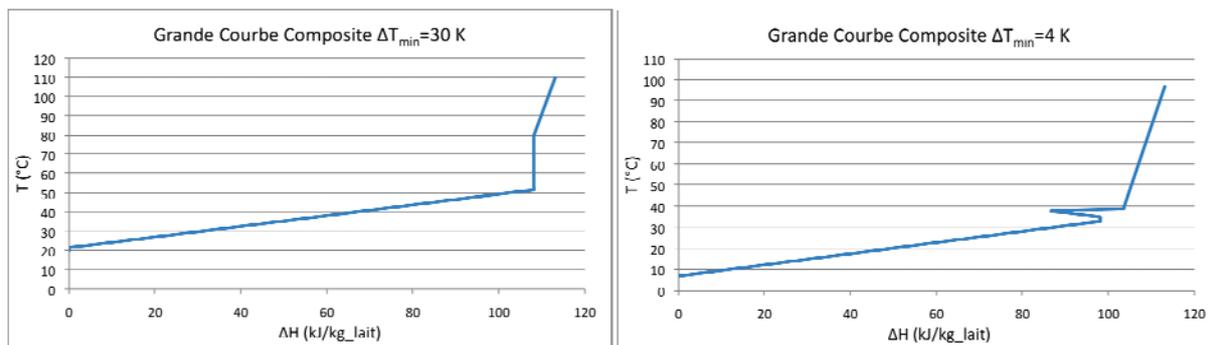


Figure 3-37. Grandes Courbes Composites selon les valeurs limites du pincement

Le pincement n'affecte donc pas la consommation énergétique totale du système, compte tenu du fait que la demande en énergie thermique est égale à l'énergie minimale requise. Il suffit donc d'étudier la fourniture d'énergie thermique au produit. Cette étude est réalisée en utilisant la GCCNE du procédé. Dans un premier temps, l'utilité classiquement utilisée (la vapeur) pour ce type d'opérations ([ABO06a], [ABO06b]) est évaluée en utilisant la

⁶ Rappel : la consommation optimale correspond à la consommation énergétique réelle du meilleur procédé de transformation associé aux utilités optimales, contrairement à la consommation idéale qui n'est autre que l'EMR.

représentation surfacique des pertes exergetiques. Le pincement de l'utilité vapeur est supposé égal au pincement du procédé (4 K), supposant ainsi une optimisation de ce dernier. Dans le cas réel, la vapeur est produite et transportée à une pression supérieure à la pression atmosphérique. Ainsi, le pincement « utilité » serait plus élevé compte tenu de la température plus élevée de la saturation de l'eau à la pression utilisée, et donc les pertes exergetiques liées à l'échange de chaleur entre la vapeur et le produit sont plus élevées. Toutefois, les pertes exergetiques totales restent invariables, parce que l'augmentation des pertes exergetiques de l'échange de chaleur vapeur-produit est compensée par une diminution des pertes exergetiques dues à l'échange de chaleur entre la flamme de combustion et la vapeur dans la chaudière. Cette courbe est présentée Figure 3-38.

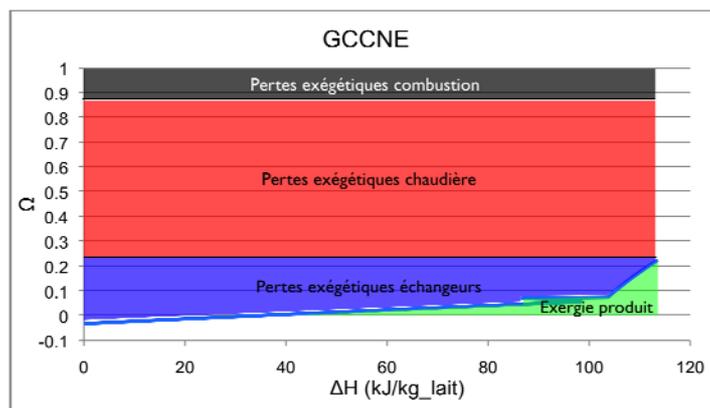


Figure 3-38. GCCNE des opérations thermiques associées à la MF

Comme expliqué par la représentation surfacique au chapitre 2, la consommation exergetique du procédé est décomposée en 4 parties principales :

- Exergie produit : C'est l'exergie absorbée par le produit qui est chauffé lors de cette opération.
- Pertes exergetiques échangeurs : ce sont les pertes exergetiques de transfert de chaleur liées au transfert entre la vapeur et le produit chauffé.
- Pertes exergetiques chaudière : ce sont les pertes exergetiques liées à la dégradation de l'énergie thermique de la flamme de combustion à la vapeur produite dans la chaudière. Comme expliqué au chapitre 2, le détail de la décomposition des pertes exergetiques de la chaudière en pertes par refroidissement des gaz et pertes par transfert à la vapeur n'est pas repris pour simplifier la représentation (voir chapitre 2 paragraphe 2.2.1)
- Pertes exergetiques combustion : ce sont les pertes exergetiques liées à l'utilisation sous forme thermique de l'énergie chimique contenue dans le combustible, elles dépendent du niveau de température de la flamme.

Le besoin énergétique du procédé est égal à l'EMR dans ce cas, ce qui est dû à la récupération totale de l'énergie disponible dans les flux chauds. Une diminution horizontale de la consommation énergétique (voir chapitre 2) n'est pas possible dans ce cas, car le système est déjà optimisé. L'étude se concentrera donc sur une optimisation verticale des pertes exergetiques liées à l'utilisation classique de la vapeur comme utilité chaude.

Le niveau faible de température du besoin énergétique (37 °C) permet l'utilisation d'une PAC utilisant l'environnement comme source de chaleur. Par contre, une PAC utilisant le procédé comme source de chaleur n'est pas possible car le besoin du procédé en énergie frigorifique est nul. Il est donc intéressant de développer une méthode systématique pour l'identification du potentiel d'intégration de PAC récupérant l'énergie sur l'environnement, à l'image de la méthode développée pour les PAC basées sur le procédé (voir paragraphe 2.2).

5.2.1.1. Optimisation verticale par installation de PAC

La même démarche est appliquée pour identifier la rentabilité de l'installation d'une PAC basée sur l'environnement. Il s'agit de déterminer l'équation du COP de Carnot. La PAC est représentée par une ligne horizontale au niveau d'énergie correspondant à la température de chauffage du produit corrigée de $\Delta T_{\min}/2$ (en prenant le pincement de l'utilité chaude égal à celui du procédé). L'équation (3.8) est alors utilisée pour le calcul du COP_c , sachant que la source de chaleur est représentée par une ligne horizontale correspondant à $\Omega = 0$ corrigée d'un pincement sur l'évaporateur. Cette correction est nécessaire pour prendre en compte les pertes exergétiques de l'échange de chaleur entre l'environnement et le fluide. Dans le cas d'un échange air-fluide, un pincement de 10 K est pris en compte.

Pour le traitement du lait, le COP_c calculé est d'environ 8,7. Par contre, pour une PAC utilisant l'environnement comme source de chaleur, les propriétés de l'environnement ne sont pas invariables comme dans le cas d'un besoin frigorifique au niveau d'un procédé. Il s'agit donc d'étudier l'évolution du COP en fonction de l'évolution de l'environnement. D'autre part, la méthode systématique introduite implique un minimum de données à exploiter, pour simplifier le calcul. Une étude de sensibilité est réalisée pour déterminer l'influence du changement de T_0 sur le calcul du COP_c d'après l'équation (3.8).

➤ Influence du changement de T_0 sur le calcul du COP_c

Le COP de Carnot annuel d'une pompe à chaleur est calculé par l'équation (3.18), qui représente la demande annuelle en énergie thermique divisée par la consommation annuelle électrique idéale de la PAC. Ensuite, la consommation annuelle idéale est représentée par l'équation (3.19), qui représente la somme des consommations idéales journalières en supposant une température uniforme par jour. La consommation idéale journalière n'est autre que la demande journalière en énergie thermique, qui est calculée par l'équation (3.20). Le calcul de la demande énergétique journalière est effectué au prorata de la production du jour j par rapport à la production annuelle.

$$COP_{c,a} = \frac{Q_a}{W_a} \quad (3.18) \quad W_{i,a} = \sum_{j=1}^N W_{i,j} = \sum_{j=1}^N \frac{Q_j}{COP_{c,j}} \quad (3.19) \quad Q_j = n_j Q_a \quad (3.20)$$

Où :

- Q : demande énergétique
- $COP_{c,a}$: COP de Carnot annuel
- $COP_{c,j}$: COP de Carnot journalier calculé par l'équation (3.8) en prenant la température ambiante du jour j comme T_0 .
- W : travail total du compresseur
- N : nombre de jours de production dans l'année
- n : facteur de correction selon la production journalière. Il est égal à la production journalière du jour considéré divisée par la production totale sur l'année, en supposant une production uniforme sur l'année. Dans le cas contraire, le facteur n peut être calculé d'après la répartition réelle de la production annuelle.

Et les indices « i » pour idéal(e) et « a » pour annuel(le).

Il s'agit donc pour le cas étudié de déterminer l'erreur causée par le calcul du COP_c selon l'équation (3.8). Pour ce faire, et puisque cette étude ne prend pas en compte le cas particulier d'un système de production, les hypothèses suivantes ont été prises pour le calcul :

- répartition annuelle uniforme de la production, le facteur de correction η_j est alors égal à la production annuelle totale divisée par le nombre de jours travaillés
- $N=365-52$. En supposant les dimanches comme jours non travaillés. De plus, la production s'effectue la journée mais pas la nuit, ce qui implique que les températures extérieures journalières (prises des données météo) sont moyennées uniquement sur la journée (de 9h à 18h)
- le calcul est effectué pour la région parisienne. Les données météo de la station météorologique de Trappes (78) sont utilisées pour les valeurs de la température extérieure
- une différence minimale de températures entre source et puits de chaleur est fixée à 20 K, pour assurer un rendement minimal du compresseur.

Le $COP_{c,a}$ ainsi calculé est de l'ordre de 7,8. Par ailleurs, le COP_c calculé selon l'équation (3.8), en utilisant la valeur de 15 °C pour la température moyenne annuelle de l'environnement, est de l'ordre de 8,7, résultant en une erreur d'environ 11 %. Cet écart est acceptable à ce stade de l'étude et la valeur de 15°C sera retenue comme température de référence de l'environnement.

Il faut maintenant déterminer le COP réel, et donc le rendement exergetique de la PAC. Les pertes exergetiques générées dans le système pompe à chaleur seront analysées comme pour la CMV (paragraphe 2.2.2).

➤ Estimation du rendement exergetique de la PAC

Pour estimer le rendement exergetique de la PAC, il faut déterminer les pertes exergetiques de chaque composant principal. Pour cela, le schéma d'une pompe à chaleur classique est repris à l'image de la Figure 3-8. Ce schéma est adapté à une PAC utilisant l'environnement comme source de chaleur.

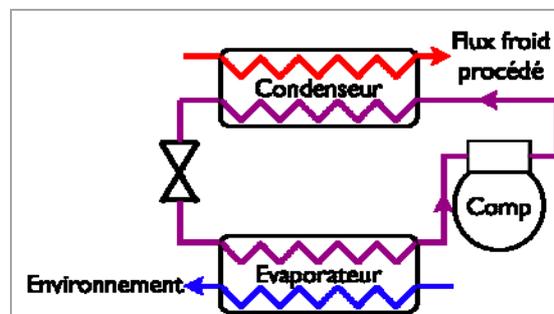


Figure 3-39. Schéma de principe d'une PAC utilisant l'environnement comme source de chaleur
Les pertes exergetiques des différents composants de la PAC sont alors calculés.

• Condenseur

Les pertes exergetiques thermiques du condenseur sont prises en compte dans le calcul des pertes exergetiques du procédé. En effet la ligne horizontale correspondant au niveau d'énergie de l'utilité pompe à chaleur respectant le pincement d'utilité représente le niveau d'énergie du fluide frigorigène au condenseur, et donc la surface comprise entre cette ligne et la ligne du produit représente les pertes exergetiques liées au transfert thermique dans le condenseur.

• Evaporateur

Par la même logique, les pertes exergetiques de l'évaporateur sont prises en compte lors du calcul du COP de Carnot à partir de l'équation (3.8).

- **Compresseur**

Les pertes exergétiques du compresseur sont calculées à partir du rendement global de ce dernier fourni par le constructeur.

- **Détendeur**

Le calcul des pertes exergétiques du détendeur dépend directement de ce dernier et du fluide frigorigène. Il est calculé par l'équation (3.21).

$$P_{ex,d} = T_0 \Delta s \quad (3.21)$$

Où $P_{ex,d}$ représente les pertes exergétiques internes au détendeur et Δs la variation d'entropie dues à la détente isenthalpe. Il est donc impossible de déterminer les pertes exergétiques du détendeur sans connaître les données réelles du cycle de la PAC. Dans ce cas, un rendement exergétique moyen de la PAC peut être utilisé. A l'image du rendement exergétique utilisé pour la conception de la PAC pour le séchage convectif à air, un rendement de 50 % sera pris, d'où un COP réel de l'installation d'une valeur de 4,35.

5.2.1.2. Calcul de la consommation énergétique totale du système

Pour calculer la consommation du système, il faut séparer la consommation en énergie mécanique de la consommation en énergie combustible. La représentation par la GCCNE est utilisée dans ce cas aussi. Le diagramme est présenté Figure 3-40. Il est visible sur la GCCNE que le besoin thermique du procédé est décomposé en 2 parties.

- Partie utilisant la PAC comme utilité. Cette partie du procédé correspond à un niveau d'énergie suffisamment faible (température de l'ordre de 37 °C) permettant ainsi l'installation d'une PAC. Sur le schéma du procédé (Figure 3-32) cette partie du besoin correspond au chauffage du lait à la température de 37 °C.
- Partie utilisant la vapeur comme utilité. Cette partie du procédé correspond à un niveau d'énergie élevé ne permettant pas l'utilisation de la PAC. Sur le schéma du procédé, cette partie correspond au traitement thermique de la crème. En effet, même si l'énergie disponible dans la crème après chauffage est récupérée en totalité pour réchauffer le procédé (zone autosuffisante sur la GCCNE), le pincement impose que cette énergie soit récupérée à une basse température pour réchauffer la partie à pente faible de la courbe composite (voir Figure 3-36). Ceci implique un besoin en énergie thermique à haute température, qui est assurée par de la vapeur.

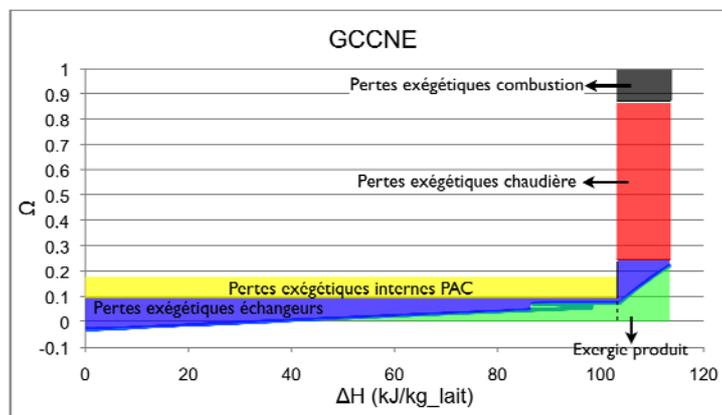


Figure 3-40. Consommation totale du système

La consommation énergétique de la PAC est donc d'environ 23,8 kJ/kg_lait en énergie mécanique, tandis que celle de la chaudière est d'environ 9,63 kJ/kg_lait en énergie thermique. Cependant, le calcul suppose les pertes énergétiques nulles au niveau de la chaudière. Il faut donc intégrer le rendement énergétique de la chaudière dans le calcul de la

consommation finale en énergie combustible. Un rendement de 70 % prenant en compte les pertes de production de la vapeur, ainsi que les pertes de distribution est alors pris ([ABO06a], [ABO06b]). La consommation totale du procédé en énergie combustible est donc de **13,75 kJ_{cal}/kg_{lait}**. En rajoutant la consommation mécanique de l'opération de microfiltration, la consommation totale du procédé est donc calculée, elle est de l'ordre de **31 kJ_{meca}/kg_{lait}** et de **13,75 kJ_{cal}/kg_{lait}**.

5.2.2. Traitement thermique

L'énergie idéale requise pour l'épuration bactérienne par traitement thermique est représentée par l'équation (3.17). Cette énergie représente la limite inférieure de la longueur horizontale de la surface des consommations sur les GCCNE. Il s'agit d'appliquer la même démarche pour déterminer la consommation optimale associée au MPT. Ensuite, les consommations seront comparées pour déterminer le meilleur des procédés de transformation entre traitement thermique et MF.

Une analyse similaire à celle conduite pour les opérations thermiques de la MF peut être effectuée. Les grandes courbes composites du lait pour les valeurs limites inférieure (4 K) et supérieure (30 K) sont représentées Figure 3-41. Un pincement compris entre ces valeurs limites permet une récupération totale de l'énergie et par suite un besoin énergétique égal à l'EMR.

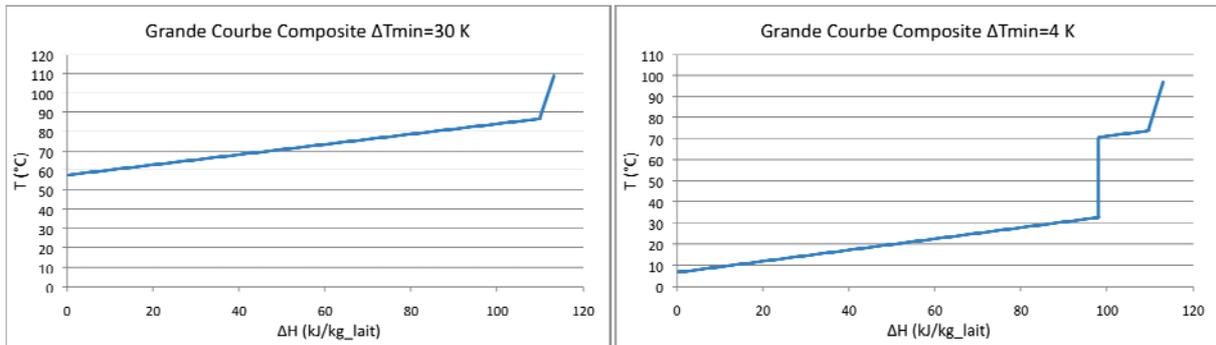


Figure 3-41. GCC du lait pour les valeurs limites du pincement

Par contre, comme le montre la Figure 3-41, le pincement de 4 K permet d'avoir un besoin énergétique à basse température (35 °C). En appliquant la même méthode pour l'estimation du COP d'une éventuelle PAC, le COP estimé est de l'ordre 4,6. La consommation totale du système est alors représentée par le diagramme GCCNE de la Figure 3-42.

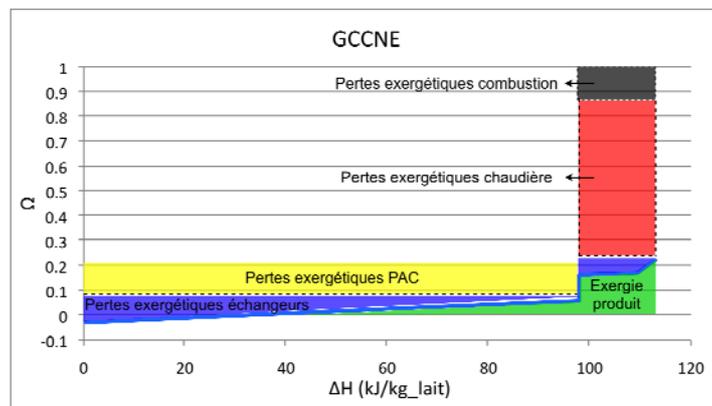


Figure 3-42. GCCNE du lait avec un système PAC-Vapeur comme utilités chaudes

La consommation totale de l'opération est alors de l'ordre de **21,3 kJ_{meca}/kg_{lait}** et de **21,54 kJ_{cal}/kg_{lait}**. Comparons les deux systèmes pour déterminer le meilleur procédé de transformation et sa consommation optimale. Deux types d'énergie sont inclus dans la consommation totale : l'énergie mécanique assurée par l'électricité, et l'énergie thermique

assurée par le combustible. Typiquement en France, le gaz naturel est le plus utilisé pour les chaudières de vapeur. Il s'agit donc de comparer selon différents critères, un critère financier représenté par le prix de l'énergie et un critère environnemental représenté par les émissions de GES.

Le Tableau 3-6 représente la comparaison des deux systèmes selon le prix total de l'énergie consommée en France. Les prix des énergies sont pris des statistiques de la DGEMP⁷ [DGE07]. La France et l'Allemagne sont pris comme pays européens de référence.

Tableau 3-6. Comparaison de la consommation par les critères économiques en France et Allemagne

Procédé	Consommation électrique kJ/kg_lait	Consommation Gaz kJ/kg_lait	Consommation totale France €/t_lait	Consommation totale Allemagne €/t_lait
MF	31	13,5	0,73	1,28
Traitement Thermique	21,3	21,54	0,61	1,06

Il est manifeste que pour les deux pays, le traitement thermique coûte moins cher. Cependant et à cause du rapport de prix des énergies en Allemagne qui est légèrement plus élevé par rapport à la France, la différence entre les deux procédés est un peu plus marquée en Allemagne. Déterminons maintenant le meilleur procédé selon les critères environnementaux des émissions de GES. Pour cela, les mêmes pays sont pris comme référence, en utilisant les facteurs d'émissions de GES par type d'énergie donnés par l'ADEME [ADE07]. La comparaison est présentée Tableau 3-7.

Tableau 3-7. Comparaison des émissions de GES des deux méthodes de transformation en France et en Allemagne.

Procédé	Consommation électrique kJ/kg_lait	Consommation Gaz kJ/kg_lait	Emission totale France g_eq_CO ₂ /t_lait	Emission totale Allemagne g_eq_CO ₂ /t_lait
MF	31	13,5	1,30	4,78
Traitement Thermique	21,3	21,54	1,58	3,97

Comme le montre le Tableau 3-7, en France la MF émet moins de CO₂ que le traitement thermique. Ceci est dû à la faible consommation d'énergie thermique de la MF, associée à un faible facteur d'émission de l'énergie électrique en France. En effet, dans l'opération d'épuration bactérienne par microfiltration, la seule opération demandant une énergie thermique à haute température est le traitement thermique de la crème, tandis que pour le traitement thermique le lait entier est chauffé à une haute température. Par contre, en Allemagne le traitement thermique représente des gains en émissions par rapport à la MF, dû au facteur d'émissions relativement élevé de la production d'électricité. La détermination **des meilleurs procédés de transformation** semble la plus judicieuse, et le choix sera laissé ensuite à l'auditeur appliquant les étapes suivantes de l'AEEP (voir chapitre 2). Ce choix dépendra des critères requis par l'audit énergétique effectué. De plus, lors de la conception et de l'installation d'un nouveau procédé, un nombre de facteurs s'ajoute aux critères économiques ; ce sont le coût d'investissement, l'évolution des prix de l'énergie, etc. Dans cette étude, ces facteurs ne sont pas pris en compte.

Pour le procédé analysé, la température de sortie du lait est plus élevée que sa température d'entrée et requiert donc un besoin énergétique de chauffage du lait à une température de 35 °C environ. Par contre, dans le cas où le produit ne passe pas par des étapes de transformation à température élevée (par exemple la fabrication de lait ou de jus de fruits

⁷ DGEMP : Direction Générale des Energies et des Matières Premières

pasteurisé), la température de refroidissement serait égale à la température de stockage initial. Dans ce cas, l'EMR devient nulle (voir équation (3.17)). Par contre, la consommation optimale ne peut être nulle dans ce cas. Ceci est démontré par les courbes composites du lait présentées à la Figure 3-43. En effet, la récupération totale de l'énergie existante dans le lait implique un gradient de température nul entre le flux chaud et les flux froids, ce qui demanderait une surface d'échange infinie.

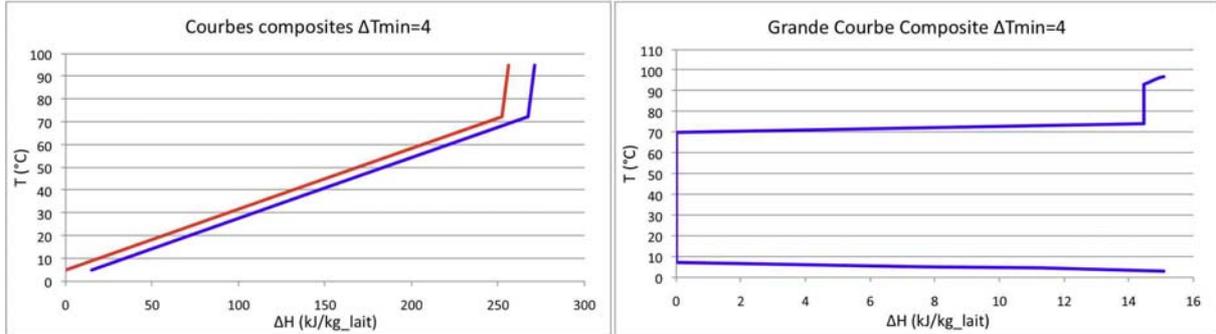


Figure 3-43. Courbes Composites et Grande Courbe Composite du lait pour une simple pasteurisation avec refroidissement à la température initiale

Dans ce cas, la consommation énergétique du procédé est de $2,51 \text{ kJ}_{\text{meca}}/\text{kg_lait}$ et de $21 \text{ kJ}_{\text{cal}}/\text{kg_lait}$. Cette consommation est calculée pour un pincement de 4 K ; un pincement supérieur à cette valeur entrainera une augmentation de la consommation énergétique. Par ailleurs, les systèmes fonctionnant avec ces conditions existent déjà et sont largement répandus dans l'industrie alimentaire, généralement ils sont optimisés en termes de consommation énergétique. Il n'est donc pas nécessaire d'élaborer davantage cette étude, et en extrapolation il ne serait pas nécessaire d'effectuer l'étude pour la MF avec les mêmes conditions de sortie du lait.

Pour l'opération d'épuration bactérienne et selon la qualité requise par l'industriel, les meilleurs procédés de transformation sont alors déterminés. Cependant, des critères de sécurité dépendant de l'industriel risquent de ne pas être respectés par ces procédés. Ces critères imposent souvent une double pasteurisation par traitement thermique (voir critères de productivité paragraphe 5.1.2). Dans ce cas le traitement thermique est imposé et de ce fait les analyses énergétique et exergetique du procédé de double pasteurisation thermique sont nécessaires.

Double pasteurisation

La Figure 3-44 présente un exemple de procédé d'épuration bactérienne du lait où le produit est pasteurisé par traitement thermique 2 fois. Il s'agit ensuite de déterminer la consommation totale et de l'optimiser.

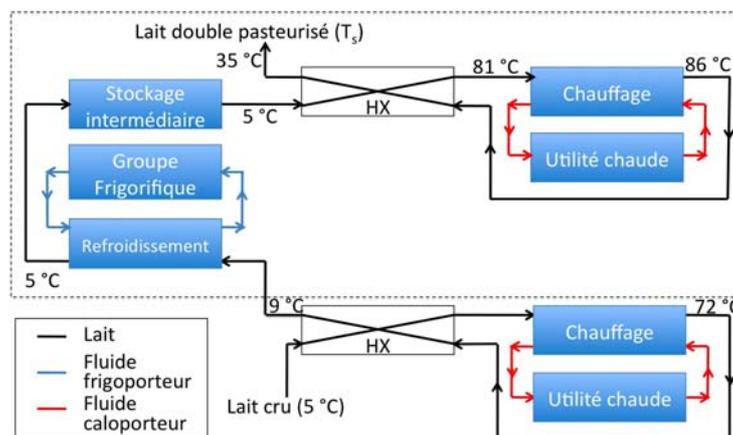


Figure 3-44. Schéma d'un exemple de procédé de double pasteurisation de lait

Le même pincement de procédé de 4 K est pris pour cette étude. La même démarche d'analyse est alors appliquée en partant de la GCCNE représentant la consommation totale du procédé. Il est à remarquer que ce procédé représente une simple pasteurisation à température de sortie de 5 °C, suivie d'une deuxième pasteurisation à température de sortie de 35 °C. L'EMR est toujours calculée par l'équation (3.17), elle est en l'occurrence égale à l'EMR d'un traitement thermique à température de sortie de 35 °C.

Un besoin en refroidissement est noté au niveau des courbes composites, mais il est négligeable devant le besoin énergétique total du procédé ($15 \text{ kJ}_{\text{froid}}/\text{kg}_{\text{lait}}$ comparé à $113,1 \text{ kJ}_{\text{chaud}}/\text{kg}_{\text{lait}}$), et la réfrigération ne sera pas analysée dans cette partie de l'étude, mais sa consommation sera intégrée dans la consommation totale du procédé. La Figure 3-45 représente la GCCNE du procédé.

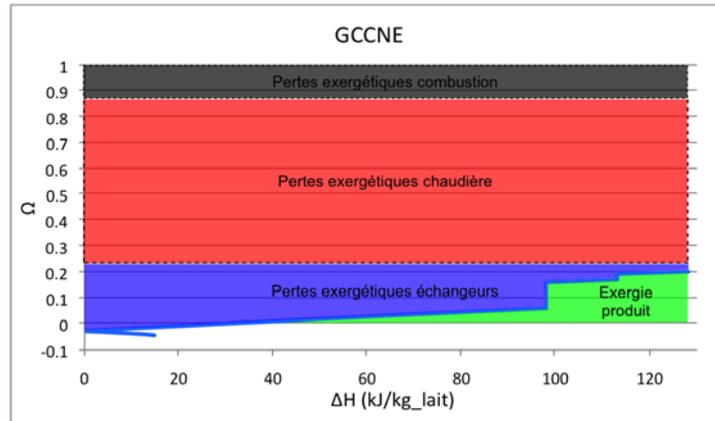


Figure 3-45. GCCNE du procédé de double pasteurisation de lait

Par la même démarche d'analyse, une PAC d'un COP de l'ordre de 4,6 peut être installée, cette PAC consommerait $21,3 \text{ kJ}_{\text{meca}}/\text{kg}_{\text{lait}}$. Il faut cependant rajouter la consommation du groupe frigorifique. La même démarche d'analyse peut être employée pour la détermination du COP du groupe frigorifique. Il est estimé de l'ordre de 6,3, entraînant donc une consommation électrique de $2,4 \text{ kJ}/\text{kg}_{\text{lait}}$. La consommation de gaz naturel quant à elle est de l'ordre de $43 \text{ kJ}_{\text{cal}}/\text{kg}_{\text{lait}}$, en utilisant le même rendement moyen de la chaudière. Finalement la consommation totale du système optimisé sera de **$23,7 \text{ kJ}_{\text{meca}}/\text{kg}_{\text{lait}}$** et **$43 \text{ kJ}_{\text{cal}}/\text{kg}_{\text{lait}}$** . Ce procédé est utilisé uniquement lorsque les critères de productivité de l'usine l'imposent, bien qu'il consomme plus d'énergie que les procédés déterminés précédemment.

6. Conclusions

Dans ce chapitre, l'étape « Analyse Procédé » de l'AEEP a été appliquée à une variété d'opérations unitaires. La généralité de la démarche peut être tirée de cette étude, par la revue des différentes étapes d'analyse appliquées.

- L'analyse moléculaire : cette analyse est généralement tirée de la littérature, du travail effectué par les experts procédés ou les experts produits. Cette analyse sert à déterminer l'EMR pour la transformation du produit, prenant en compte uniquement les critères de qualité et de productivité du système de production. Cependant, l'EMR calculée est l'énergie idéalement requise pour la transformation du produit. L'analyse moléculaire en tant que telle permet de déterminer les modifications possibles du procédé en vue de diminuer sa consommation énergétique totale. De plus, la description des différentes méthodes de transformation du produit permet de comparer plusieurs procédés pour la fabrication du même produit avec la qualité requise.

- L'analyse énergétique appliquée au procédé de transformation sert à optimiser la consommation de manière horizontale (en diminuant le besoin énergétique du procédé pour cibler l'EMR). Cependant, il a été démontré que cette analyse n'est pas suffisante, et qu'en la combinant à l'analyse exergetique, la consommation peut être diminuée d'une manière verticale, en introduisant des systèmes thermodynamiques profitant de l'énergie disponible dans les flux chauds ou l'environnement en vue de leur utilisation pour chauffer les flux froids.

Cette analyse des opérations sélectionnées, permettra pour la suite de minimiser le travail de l'ingénieur auditeur confronté à ces opérations ou à des opérations similaires. Ce chapitre démontre donc que, en utilisant l'AEEP et notamment l'étape « Analyse Procédé », la démarche est systématique et emploie les mêmes modèles de calcul, à condition de bien comprendre le procédé et l'effet de chaque paramètre sur la qualité finale du produit.

Cependant, l'analyse séparée des opérations unitaires n'est pas suffisante. L'approche analyse système doit être introduite, en vue de déterminer les interactions entre les opérations elles-mêmes. Dans ce cas, une adaptation de l'analyse effectuée lors de l'AP doit être introduite en vue de combiner les différentes opérations appartenant au système de production qui sera étudié lors de l'audit. Cette étude fera l'objet du chapitre 4.

7. Références

- [ABO06a] B. Abou Khalil, J.F Bérail, « Analyse Énergétique de Procédés, Fromagerie Bel Cléry Le Petit », EDF R&D, 2006.
- [ABO06b] B. Abou Khalil, F. Sicard, N. Flach-Malaspina, « Analyse Énergétique de Procédés, Usine de salades Bonduelle », EDF R&D, 2006.
- [ADE07] ADEME, « Guide des facteurs d'émissions », 2007.
- [AIM04] P. Aimar, G. Daufin, « Séparation par membrane dans l'industrie agro alimentaire », Techniques de l'Ingénieur, dossier F3250, 2004.
- [BEA03] C. Beal et I. Sodini, « fabrication des yaourts et des laits fermentés », Techniques de l'Ingénieur, dossier F6315, 2003.
- [BON08] C. Bonazzi et J.J. Bimbenet, « Séchage des produits alimentaires appareils et applications, Techniques de l'ingénieur, dossier F3002, 2008.
- [BOU01] J.L. Boutonnier, « Crèmes glacées, glaces et sorbets : formulation et fabrication », Techniques de l'ingénieur, dossier F8010, 2001.
- [BOU06] S. Bourdon et A. Baudot, « Filtration membranaire (OI, NF, UF) – Applications diverses », Techniques de l'ingénieur, dossier J2796, 2006.
- [BOU07] J.L. Boutonnier, « Matière grasse laitière », Techniques de l'ingénieur, dossier F6321, 2007.
- [DGE07] DGEMP, « Prix du Gaz et de l'électricité en Europe au 1er Janvier 2007 ». http://www.industrie.gouv.fr/energie/statisti/f1e_stats.htm
- [ENG08]. « Engineering toolbox », <http://www.engineeringtoolbox.com>, 2008.
- [FEN97] X. Feng et X. X. Zhu, « Combining Pinch and Exergy Analysis for Process modifications », Applied Thermal Engineering, 1997
- [GES07] G. Gésan-Guiziu, « Filtration membranaire, application à l'agoralimentaire », Techniques de l'Ingénieur, dossier J2795, 2007.
- [GOU01] H. Goudéranche, B. Camier-Caudron, J.Y.GASSI, P.SCHUCK, « Procédés de transformation fromagère », Techniques de l'Ingénieur, dossiers F6305, F6306 et F6307, 2001.

- [HEY00] G. HEYEN, « Analyse exergétique des systèmes industriels », Université de Liège, 2000.
- [KNE64] F. Kneule, « Le séchage », traduit par R. Lassaigne et A. Zundel, Edition Eyrolles, 1964.
- [LEG79] P. Le Goff, « énergétique industrielle », tome 1, Technique et documentation, 1979.
- [LEL92] R. Leleu, « Evaporation », Techniques de l'ingénieur, dossier J2320, 1992.
- [LEV01] J.Y Leveau, J.P Larpent et M. Bouix, « Sécurité microbiologique des procédés alimentaires », Techniques de l'Ingénieur, dossier F1120, 2001.
- [LIN92] B. Linnhoff, V.R. Dhole, « shaftwork target for low temperature process design », Chemical Engineering Science, 1992.
- [LIN98] Linnhoff and March : « Introduction to pinch technology », 1998.
- [MUR08] R. Murr, « Gains énergétiques globaux par installation des pompes à chaleur dans un procédé agro alimentaire », Mémoire de première année de thèse, CEP-EMP, 2008.
- [NAD95] J.P Nadeau et J.R Puiggali, « Séchage, des processus physiques aux procédés industriels », Techniques et documentation LAVOISIER, 1995.
- [SHA98] D. Shapton, « Principles and practice for the safe processing of foods (paperback), Woodhead publishing series in food science and technology, 1998.
- [SPI08] H.E. Spinnler, « Transformation et conservation des produits agroalimentaires », Techniques de l'Ingénieur, dossier F3450, 2008.
- [VAC93] F. Vachet, « Séchage dans l'industrie chimique », techniques de l'ingénieur, dossier J2483, 1993.
- [VEI79] R. Veisseyre, « Technologies du lait », La maison rustique, Paris, France, 1979.